



**TUGAS AKHIR - TF 141581**

***HAZARD AND OPERABILITY STUDY (HAZOP)  
DAN SAFETY INTEGRITY LEVEL (SIL)  
DENGAN METODE FAULT TREE ANALYSIS  
(FTA) PADA FUEL GAS SUPERHEAT BURNER  
UNIT AMMONIA PT. PETROKIMIA GRESIK***

**AMARENDRA BAGUS PRAKOSO  
NRP 2412 100 028**

**Dosen Pembimbing  
Dr. Ir. Ali Musyafa<sup>1</sup>, M.Sc.**

**JURUSAN TEKNIK FISIKA  
Fakultas Teknologi Industri  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya 2016**



FINAL PROJECT - TF 141581

***HAZARD AND OPERABILITY STUDY (HAZOP)  
AND SAFETY INTEGRITY LEVEL (SIL) BY  
FAULT TREE ANALYSIS (FTA) METHOD TO  
FUEL GAS SUPERHEAT BURNER UNIT  
AMMONIA PT. PETROKIMIA GRESIK***

AMARENDRA BAGUS PRAKOSO  
NRP 2412 100 028

Supervisor  
Dr. Ir. Ali Musyafa', M.Sc.

ENGINEERING PHYSICS DEPARTMENT  
Faculty of Industrial Technology  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya 2016

**HAZARD AND OPERABILITY STUDY (HAZOP) DAN  
SAFETY INTEGRITY LEVEL (SIL) DENGAN METODE  
FAULT TREE ANALYSIS PADA FUEL GAS SUPERHEAT  
BURNER UNIT AMMONIA PT. PETROKIMIA GRESIK**

**TUGAS AKHIR**

**OLEH**

**AMARENDRA BAGUS PRAKOSO**  
**NRP. 2412 100 028**

**Surabaya, Januari 2016**

**Mengetahui,  
Dosen Pembimbing**

**Dr. Ir. Ali Musyafa', M.Sc.**  
**NIP. 19600901 198701 001**

**Menyetujui,  
Ketua Jurusan Teknik Fisika FTI-ITS**



**Agus Muhammad Hatta, ST, MSi, Ph.D**  
**NIPN. 19780902 200312 1 002**

**HAZARD AND OPERABILITY STUDY (HAZOP) DAN  
SAFETY INTEGRITY LEVEL (SIL) DENGAN METODE  
FAULT TREE ANALYSIS PADA FUEL GAS SUPERHEAT  
BURNER UNIT AMMONIA PT. PETROKIMIA GRESIK**

**TUGAS AKHIR**

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat  
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik  
pada  
Bidang Studi Instrumentasi  
Program Studi S-1 Jurusan Teknik Fisika  
Fakultas Teknologi Industri  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh:

**AMARENDRA BAGUS PRAKOSO**  
NRP. 2412 100 028

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir:

1. Dr. Ir. Ali Musyafa', M.Sc. ....(Pembimbing I)
2. Ir. Ya'umar, M.T. ....(Penguji I)
3. Dr. Ir. Purwadi Agus D, M.Sc. ....(Penguji II)
4. Murry Raditya, S.T, M.T. ....(Penguji III)

**SURABAYA**  
**Januari, 2016**

**HAZARD AND OPERABILITY STUDY (HAZOP) DAN  
SAFETY INTEGRITY LEVEL (SIL) DENGAN METODE  
FAULT TREE ANALYSIS PADA FUEL GAS SUPERHEAT  
BURNER UNIT AMMONIA PT. PETROKIMIA GRESIK**

**Nama Mahasiswa : AMARENDRA BAGUS PRAKOSO**  
**NRP : 2412 100 028**  
**Jurusan : Teknik Fisika FTI-ITS**  
**Dosen Pembimbing: Dr. Ir. Ali Musyafa', M.Sc.**

**Abstrak**

*Safety* merupakan keutamaan dalam menjalankan kegiatan produksi pada industri. Keamanan dalam pabrik perlu diperhatikan terutama terhadap *node* berbahaya seperti *burner*. Pada penelitian tugas akhir ini dilakukan analisis untuk mengetahui peluang risiko bahaya yang bisa terjadi pada *superheat burner*. Besarnya risiko bahaya harus diimbangi dengan adanya sistem pengamanan (SIS). Sehingga sistem *superheat burner* dianalisis bahayanya dengan metode HAZOP serta dihitung tingkat keamanan SIL melalui metode FTA. Berdasarkan penelitian yang dilakukan pada tugas akhir ini, *superheat burner* memiliki risiko bahaya tinggi (*high risk*) pada komponen TT-1005 dan PT-1018. Tingkat keamanan *superheat burner* tergolong SIL 1 dengan PFD  $4.38 \times 10^{-2}$ , sehingga dilakukan desain ulang pada SIS untuk mencapai SIL 2. Didapatkan PFD sistem sebesar 0.0099 dengan kategori SIL 2 tercapai dengan menambah 2 ESDV pada *line fuel gas* dan *purge check gas* serta menambah satu *pressure switch* pada masing-masing fungsi *pressure switch*. (PSHH, PSL, PSLL).

**KataKunci:** *burner, safety, SIS, FTA, SIL*

***HAZARD AND OPERABILITY STUDY (HAZOP) AND  
SAFETY INTEGRITY LEVEL (SIL) BY FAULT TREE  
ANALYSIS METHOD TO FUEL GAS SUPERHEAT  
BURNER UNIT AMMONIA PT. PETROKIMIA GRESIK***

**Name** : Amarendra Bagus Prakoso  
**NRP** : 2412 100 028  
**Department** : Engineering Physics FTI-ITS  
**Supervisor** : Dr. Ir. Ali Musyafa', M.Sc.

**Abstract**

*Safety is a virtue in carrying out production activities in an industry. Safety for plant system need to be considered, especially against malicious node such as the burner. In this research hazard is analyzed to determine risks that could happen to superheat burner. Risk of harm must be followed by the safety instrumented system (SIS). So the system of superheat burner analyzed by HAZOP and the SIL calculated with the FTA method. Based on this final project, superheat burner has a high risk category for instruments TT-1005 and PT-1018. Safety integrity level of superheat burner classified SIL 1 within PFD  $4.38 \times 10^{-2}$ , so it needs to redesign the SIS upgrade to SIL 2. PFD system reach 0.0099 for SIL 2 by install 2 ESDV on each fuel gas line and purge check gas and also install the a pressure switch on each pressure switchfunction (PSHH, PSL, PSL).*

**Keyword** : burner, safety, SIS, FTA, SIL

## KATA PENGANTAR

Alhamdulillah, puji dan syukur senantiasa terpanjatkan kepada Allah SWT yang telah memberi berkat dan rahmatnya. Atas petunjuk, dan karunia-Nya penulis telah melaksanakan tugas akhir periode gasal tahun ajaran 2015/2016 sampai dengan menyelesaikan laporan tugas akhir dengan judul

### ***HAZARD AND OPERABILITY STUDY (HAZOP) DAN SAFETY INTEGRITY LEVEL (SIL) DENGAN METODE FAULT TREE ANALYSIS (FTA) FUEL GAS SUPERHEAT BURNER UNIT AMMONIA PT. PETROKIMIA GRESIK***

Laporan Tugas Akhir ini disusun sebagai salah satu syarat memenuhi mata kuliah TF 141581 Tugas Akhir pada Jurusan Teknik Fisika, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

Selama melaksanakan dan penyusunan laporan tugas akhir ini, penulis telah mendapat banyak dukungan serta bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu pada kesempatan ini, penulis ingin mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Kedua orang tua yang selalu memberikan doa, dukungan, dan perhatiannya kepada penulis.
2. Bapak Ali Musyafa selaku pembimbing tugas akhir yang telah memberikan bimbingan dan arahan dalam menyelesaikan tugas akhir ini, serta terima kasih untuk segala motivasi dan dukungan yang tiada ternilai harganya.
3. Bapak Agus Muhammad Hatta, ST, MSi, Ph.D selaku ketua Jurusan Teknik Fisika FTI ITS.
4. Bapak Ir. Tutug Dhanardono, M.T selaku dosen wali yang selalu memberikan motivasi kepada penulis.
5. Pak Eka Budiono selaku Kepala Seksi Instrumen di PT. Petrokimia Gresik atas segala bimbingan yang telah diberikan.
6. Mas Zulizar Baihaqqie & Mas Vebi Gustian selaku staff instrumen serta senior yang senantiasa memberikan banyak bantuan serta pengetahuan.

7. Semua pihak yang telah membantu dalam pelaksanaan dan penyusunan laporan kerja praktek ini.

Penulis menyadari bahwa terdapat beberapa kekurangan dalam laporan kerja praktek ini, maka dari itu kritik dan saran yang membangun sangat penulis harapkan agar penyusunan laporan selanjutnya lebih baik lagi. Semoga laporan tugas akhir ini dapat memberikan manfaat bagi kita semua.

Surabaya, 7 Januari 2016  
Penulis

Amarendra Bagus Prakoso



## DAFTAR ISI

<b>HALAMAN JUDUL</b> .....	<b>i</b>
<b>LEMBAR PENGESAHAN</b> .....	<b>iii</b>
<b>ABSTRAK</b> .....	<b>v</b>
<b>ABSTRACT</b> .....	<b>vi</b>
<b>KATA PENGANTAR</b> .....	<b>vii</b>
<b>DAFTAR ISI</b> .....	<b>ix</b>
<b>DAFTAR GAMBAR</b> .....	<b>xi</b>
<b>DAFTAR TABEL</b> .....	<b>xii</b>
<b>DAFTAR SIMBOL</b> .....	<b>xiii</b>
<b>BAB I PENDAHULUAN</b> .....	<b>1</b>
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Permasalahan .....	3
1.3 Tujuan.....	3
1.4 Batasan Masalah.....	3
1.4 Sistematika Laporan .....	3
<b>BAB II TINJAUAN PUSTAKA</b> .....	<b>5</b>
2.1 <i>Primary Reformer Steamk</i> .....	5
2.2 <i>Hazard and Operability (HAZOP) Study</i> .....	6
2.3 <i>Fault Tree Analysis</i> .....	10
2.4 <i>Safety Instrumented System (SIS)</i> .....	12
2.5 <i>Safety Integrity Level (SIL)</i> .....	13
2.6 <i>Control Chart Xbar-S</i> .....	15
<b>BAB III METODOLOGI PENELITIAN</b> .....	<b>17</b>
3.1 <i>Flowchart</i> Penilitian .....	17
3.2 Tahap-tahap Penilitian.....	18
<b>BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN</b> .....	<b>21</b>
4.1 Alur Proses <i>Primary Reformer</i> .....	21
4.2 Analisis Potensi Bahaya .....	21
4.3 Analisis Risiko .....	29
4.4 Sistem Pengamanan <i>Superheat Burner</i> .....	34

4.5 Analisis Perhitungan SIL denan Metode FTA.....	36
4.6 Peningkatan SIL .....	39
<b>BAB VKESIMPULAN DAN SARAN .....</b>	<b>45</b>
5.1 Kesimpulan.....	45
5.2 Saran.....	45
<b>DAFTAR PUSTAKA .....</b>	<b>46</b>
<b>LAMPIRAN A   <i>Worksheet HAZOP Superheat Burner</i></b>	
<b>LAMPIRAN B   Data proses <i>superheat burner</i></b>	
<b>LAMPIRAN C   Perhitungan Kombinasi SIL</b>	
<b>LAMPIRAN D   <i>Process Chart TI-1336, FI-1030</i></b>	
<b>LAMPIRAN E   <i>Data Maintanance Valve</i></b>	
<b>LAMPIRAN F   Tabel <i>Control Chart Constants</i></b>	
<b>LAMPIRAN G   Perhitungan SIL SIS <i>Linefuel gas</i> dan <i>check purge gas</i></b>	
<b>LAMPIRAN H   Grafik pengukuran <i>transmitter</i> operasi rata-rata harian</b>	
<b>LAMPIRAN I   <i>P&amp;ID Primary Reformer &amp; Superheat Burner</i></b>	

## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar 2.1</b>	PFD <i>Steam System</i> .....	5
<b>Gambar 2.2</b>	Definisi <i>Safety Instrumented System (SIS)</i> .....	12
<b>Gambar 3.1</b>	<i>Flowchart</i> .....	17
<b>Gambar 4.1</b>	P&ID <i>SIS superheat burner</i> .....	22
<b>Gambar 4.2</b>	Grafik Xbar-S untuk TT-1005.....	23
<b>Gambar 4.3</b>	Grafik pengukuran TT1005 harian.....	23
<b>Gambar 4.4</b>	Grafik Xbar-S untuk PT-1018.....	24
<b>Gambar 4.5</b>	Grafik Xbar-S untuk TT-1020.....	26
<b>Gambar 4.6</b>	Grafik Xbar-S untuk TT-1013.....	27
<b>Gambar 4.7</b>	P&ID <i>SIS superheat burner</i> .....	34
<b>Gambar 4.8</b>	FTA <i>superheat burner</i> .....	38
<b>Gambar 4.9</b>	SIS 1002 ( <i>Swicth</i> ) dan 1003 ( <i>valve</i> ).....	42
<b>Gambar 4.10</b>	P&ID <i>SIS superheat burner</i> .....	42
<b>Gambar 4.11</b>	FTA <i>superheat burner</i> peningkatan SIL .....	43

## DAFTAR TABEL

<b>Tabel 2.1</b>	Kriteria <i>likelihood</i> PT. Petrokimia Gresik .....	8
<b>Tabel 2.2</b>	Kriteria <i>consequence</i> PT. Petrokimia Gresik .....	9
<b>Tabel 2.3</b>	Matrik <i>risk ranking</i> PT. Petrokimia Gresik.....	10
<b>Tabel 2.4</b>	Simbol FTA .....	11
<b>Tabel 2.5</b>	PFD of SIL .....	14
<b>Tabel 4.1</b>	<i>Guideword</i> dan deviasi TT-1005 .....	24
<b>Tabel 4.2</b>	<i>Guideword</i> dan deviasi PT-1018.....	25
<b>Tabel 4.3</b>	<i>Guideword</i> dan deviasi TT-1020 .....	26
<b>Tabel 4.4</b>	<i>Guideword</i> dan deviasi TT-1013 .....	28
<b>Tabel 4.5</b>	<i>Guideword</i> komponen indikator dan aktuator.....	28
<b>Tabel 4.6</b>	Kriteria <i>likelihood node superheat burner</i> .....	30
<b>Tabel 4.7</b>	Kriteria <i>consequences node superheat burner</i> .....	31
<b>Tabel 4.8</b>	<i>Risk ranking superheat burner</i> .....	33
<b>Tabel 4.9</b>	Prosedur penggunaan <i>superheat burner</i> .....	35
<b>Tabel 4.10</b>	Perhitungan <i>failure rate</i> instrumen XV1240.....	36
<b>Tabel 4.11</b>	Nilai <i>failure rate</i> & PFD <i>superheat burner</i> .....	37
<b>Tabel 4.12</b>	Nilai PFD dan SIL <i>pressure switch</i> .....	39
<b>Tabel 4.13</b>	Nilai PFD dan SIL <i>final element</i> ESDV .....	39
<b>Tabel 4.14</b>	Nilai SIL kombinasi SIS <i>fuel gas line</i> .....	40
<b>Tabel 4.15</b>	Nilai SIL kombinasi SIS <i>purge check gas line</i> .....	41

## DAFTAR SIMBOL

$\lambda$	<i>failure rate</i>
$\bar{X}$	rata-rata
$\sigma$	standar deviasi

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

Salah satu industri pupuk terbesar di Jawa Timur adalah PT Petrokimia Gresik yang bergerak dalam sektor produsen penghasil berbagai jenis pupuk. Dalam menghasilkan produknya, industri ini menggunakan bahan baku untuk diproses menjadi suatu produk. Produk utama dari industri ini adalah pupuk nitrogen dan pupuk fosfat. Industri ini membutuhkan bahan baku utama berupa ammonia, asam sulfat, dan asam fosfat dalam pembuatan pupuk.

Untuk bagian produksi ammonia, bahan baku utamanya adalah gas alam dan Nitrogen. Salah satu proses penting dalam tahapan pembuatan ammonia adalah bagian produksi uap sebagai penunjang produksi di pabrik ammonia. Fungsi steam diantaranya sebagai sumber panas, untuk fluida *heat exchanger*, sebagai fluida penggerak *pneumatic control valve*, dll. Dalam mensuplai kebutuhan *steam* dilakukan beberapa proses pengkondisian pada uap yang terintegrasi pada *steam system*. Adapun tahapan dalam pembuatan steam berkualitas tinggi yaitu:

1. *Steam supply*
2. Deaerasi
3. *Steam generating*
4. *Steam separation*
5. *Steam superheating*

Dalam proses pembangkitan steam diperlukan beberapa peralatan diantaranya *Dearator*, *Heat Exchanger* serta, *Steam Burner* bertekanan tinggi. Proses pada *steam superheat burner* bekerja pada tekanan tinggi  $120\text{kg/cm}^2$  serta temperature tinggi berkisar  $300\text{-}500^\circ\text{C}$ . Tercatat sepanjang tahun 2014-2015 terjadi *trip* 7 kali untuk pabrik ammonia dan salah satu factor penyebab *trip* diantaranya dikibatkan oleh *superheat burner* gagal menjaga kestabilan pada sistem pengendalian[1]. Terjadinya *trip* pada pabrik tantunya mengganggu aktifitas produksi dan membuat korporasi merugi.

Sistem pada *superheat steam* merupakan sistem yang sangat kritis [2] temperatur dan tekanan kerja yang tinggi semakin memperbesar peluang terjadinya bahaya serta risiko yang diakibatkan cukup serius. Terbukti bahwa instrument yang terpasang pada *node superheater* memiliki risiko bahaya yang lebih besar dibandingkan pada *node* yang lain. Untuk instrument yang diletakkan di keluaran *superheat* memiliki tingkatan bahaya *extreme risk* [3]. Sehingga keamanan dalam sistem uap ini harus diperhatikan karena berpengaruh terhadap kualitas produk steam. Serta risiko ditekan seminimal mungkin melalui kegiatan perawatan, kalibrasi dan usaha penurunan risiko yang lain. Ketika mengalami keadaan *out of control* maka diperlukan sebuah analisa pada sistem pengamanan SIS secara menyeluruh pada sistem mengidentifikasi dan mencegah terjadinya keadaan *fail*. [4]

Sebuah *burner* memiliki potensi bahaya serta resiko yang besar pada sebuah industri petrokimia dan minyak dan gas. Sebagai komponen yang bersifat rentan meledak serta masukan bahan bakar dengan konsumsi tinggi menjadikan sistem bersifat *hazardous* sehingga perlu adanya sistem pengaman untuk mencegah terjadinya ledakan, kecelakaan, bahkan hilangnya nyawa seseorang [5]. Maka terlebih dahulu dilakukan identifikasi bahaya dalam sistem dengan menggunakan analisa *Hazard and Operability Study* (HAZOP). Melalui HAZOP dapat dilakukan pengujian setiap bagian dari proses untuk mengetahui kemungkinan terjadinya penyimpangan dari keadaan desain yang telah ditentukan serta memahami penyebab dan konsekuensi yang diakibatkan. Dari permasalahan yang ada, maka peneliti mengambil judul tugas akhir yaitu “*Hazard and Operability Study* (HAZOP) dan *Safety Instrumented System* (SIS) Dengan Metode Fault Tree Analysis pada *Fuel Gas Superheat Burner* unit Ammonia PT Petrokimia Gresik”. Sehingga SIS pada *Fuel Gas Superheat Burner* mampu untuk meningkatkan sistem keamanan dan mengurangi kemungkinan bahaya yang terjadi.

## 1.2 Permasalahan

Adapaun permasalahan yang diangkat dalam tugas akhir ini yaitu :

1. bagaimana melakukan analisis bahaya dengan menggunakan metode HAZOP pada *Fuel Gas Superheat Burner*?
2. bagaimana menentukan nilai *Safety Integrity Level* (SIL) dengan menggunakan metode FTA?
3. bagaimana meningkatkan nilai *Safety Integrity Level* (SIL) pada *Fuel Gas Superheat Burner*?

## 1.3 Tujuan

Tujuan dilakukan tugas akhir ini adalah sebagai berikut:

1. untuk melakukan analisis bahaya dengan menggunakan metode HAZOP pada *Fuel Gas Superheat Burner*
2. untuk menentukan nilai *Safety Integrity Level* (SIL) dengan menggunakan metode FTA
3. untuk meningkatkan nilai *Safety Integrity Level* (SIL) pada *Fuel Gas Superheat Burner*

## 1.4 Batasan Masalah

Untuk menghindari meluasnya permasalahan, maka diperlukan batasan masalah sebagai berikut :

1. *Plant* yang digunakan adalah *Fuel Gas Superheat Burner* Pabrik I Ammonia PT. Petrokimia Gresik
2. Analisa bahaya menggunakan metode HAZOP
3. Analisis SIL dengan metode FTA

## 1.5 Sistematika Laporan

Sistematika laporan dalam penyusunan laporan tugas akhir ini adalah sebagai berikut :

1. Bab I Pendahuluan  
Berisi tentang latar belakang, permasalahan, tujuan, pendekatan masalah, metodologi penelitian, dan sistematika laporan
2. Bab II Tinjauan Pustaka



Berisi tentang teori yang berhubungan dengan proses *burner*, analisis HAZOP, *safety*, serta perhitungan SIL dengan FTA.

3. Bab III Metodologi

Berisi tentang metode yang digunakan dalam pengerjaan penelitian, pengolahan data.

4. Bab IV Analisis Data dan Pembahasan

Berisi tentang evaluasi pengolahan data membuat *worksheet* HAZOP, menghitung nilai SIL, serta mendesain ulang SIS untuk peningkatan SIL

5. Bab V Penutup

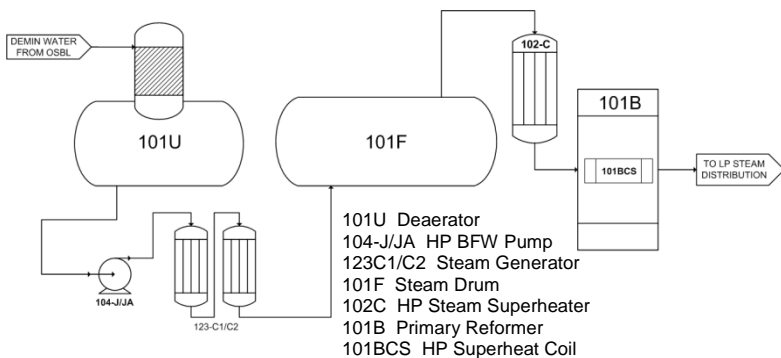
Berisi tentang hasil penelitian, kesimpulan dari penelitian yang telah dilakan, serta saran sebagai bentuk keberlanjutan dan pengembangan penelitian selanjutnya

## BAB II

### TINJAUAN PUSTAKA

#### 2.1 *Primary Reformer Steam (Superheat Burner)*

Sitem produksi amoniak ditunjang oleh adalah steam (uap) panas bertekanan tinggi. Steam pada unit produksi ammonia digunakan dalam menunjang utilitas plant ammonia diantaranya sebagai fluida penggerak turbin dan kompresor, sebagai sumber panas untuk *heat exchanger*, serta dimanfaatkan untuk instrumen yang menggunakan sistem pneumatic. *Steam* diproduksi oleh sistem yang disebut *steam system* seperti yang tergambar pada gambar 2.1. Sistem yang terintegrasi dari beberapa *node* penting seperti *dearetaor*, *steam drum*, *heat exchanger*, serta *superheat primary reformer*.



**Gambar 2.1** PFD Steam System

Pada tugas akhir ini peneliti melakukan analisa lebih dalam pada *primary reformer superheat steam burner*. *Superheat burner* akan menghasilkan steam panas tingkat lanjut yang dibakar langsung melalui media *tube coil* menggunakan bahan bakar gas metana ( $\text{CH}_4$ ). Sehingga *steam* yang dihasilkan memiliki tekanan sebesar  $\pm 120 \text{ kg/cm}^2$  dan temperaturnya  $\pm 520^\circ\text{C}$ . *Steam* yang diproduksi akan didistribusi dan dimanfaatkan menjadi tiga tingkatan *steam* berdasarkan tekanannya diantaranya:

- a. *High Pressure (HP) Steam*  $\pm 120 \text{ kg/cm}^2$   
HP *Steam* dipergunakan untuk penggerak turbin 101JT dan 103JT. Sumber panas *heater* 173C dan 172C1.
- b. *Medium Pressure (MP) Steam*  $\pm 40 \text{ kg/cm}^2$   
MP *Steam* didapat dari hasil ekstraksi 101JT, 103JT serta suplai dari WHB digunakan untuk pembuatan amoniak, penggerak turbine, dan *reboiler* pada 140C
- c. *Low Pressure (LP) Steam*  $\pm 4 \text{ kg/cm}^2$   
LP *Steam* diperoleh dari *steam* buangan turbin, *flash* dari *blow down drum* 156F, 157F digunakan untuk penggerak turbin JT, serta *steam service*. [1]

## 2.2 Hazard and Operability (HAZOP) Study

*Hazard and Operability Study* atau biasa disebut HAZOP merupakan metode yang digunakan untuk menganalisa bahaya (*hazard*) pada suatu sistem. Sistem ini menggunakan teknik kualitatif untuk mengidentifikasi potensi bahaya dengan menggunakan *guide word*. HAZOP digunakan untuk menjelaskan setiap bagian dari proses untuk mengetahui penyimpangan-penyimpangan dari desain yang telah dibuat dan apa penyebab dan akibatnya. Skematik ini diselesaikan dengan *guidewords* yang sesuai.

Analisa hazop mengandung beberapa unsur penting yaitu:

- Proses analisa adalah suatu proses kreatif yang sistematis menggunakan beberapa *guideword* untuk mengidentifikasi penyimpangan yang dapat menjadi potensi bahaya dari desain suatu proses dan menggunakan penyimpangan ini sebagai “*triggering device*” untuk menjadi panduan penganalisa dalam mengidentifikaasi potensi bahaya dan efek atau konsekuensi yang mungkin terjadi
- Analisa hazop dilakukan oleh orang-orang yang memiliki dasar dalam proses yang dianalisa dan menggunakan analasi berpikir yang logis dalam setiap pendefinisian potensi bahaya.
- Setiap masalah yang telah selesai diidentifikasi, didokumentasikan dalam suatu tabel *assesment*.

Secara garis besar hazop dijalankan dengan mengikuti prosedur berikut ini:

- a. Pengumpulan gambaran selengkap-lengkapnya setiap proses yang ada dalam sebuah *plant*
- b. Pembagian sistem menjadi beberapa subsistem yang lebih kecil. Tidak ada ketentuan atau prosedur khusus untuk pembagian sistem ini.
- c. Penginvestigasian adanya kemungkinan penyimpangan pada subsistem menggunakan kata kunci atau *guide words* untuk mempermudah proses analisis.
- d. Pengidentifikasian kemungkinan penyebab dari penyimpangan - penyimpangan yang terjadi.
- e. Melakukan penilaian terhadap setiap konsekuensi atau efek negatif yang ditimbulkan dari setiap penyimpangan. Ukuran besar kecilnya efek negatif ditentukan berdasarkan keamanan dan keefisienan kondisi operasional *plant* dalam keadaan normal.
- f. Penentuan tindakan proteksi yang sesuai untuk tiap penyimpangan yang terjadi di tiap elemen. Penekanan sistematika pertanyaan pada prosedur hazop nampak pada penggunaan dua kelompok (tingkat) kata kunci, yaitu:
  - Kata kunci primer (*primary keywords*)  
Kata-kata yang bertitik tolak pada tujuan perancangan/ berhubungan dengan kondisi/ parameter sebuah proses. Contohnya: aliran (*flow*), tekanan (*pressure*), suhu (*temperature*), kekentalan (*viscosity*), korosi (*corrosion*), pengikisan (*erosion*), ketinggian (*level*), kepadatan (*density*). pelepasan/ pembebasan (*relief*), pencampuran (*composition*), penambahan (*addition*), reaksi (*reaction*)
  - Kata kunci sekunder (*secondary keywords*)  
Kata kunci sekunder pada saat digabungkan dengan sebuah kata kunci primer akan menunjukkan kemungkinan penyimpangan yang bisa terjadi. Contohnya, tidak ada (*no*), berlebihan (*more*), kurang (*less*), berlawanan (*reverse*), sama dengan (*as well as*).[7]

Dalam menganalisis HAZOP terdapat beberapa parameter yang menjadi standar dalam menentukan nilai dan tingkatan bahaya setiap komponen. Parameter yang digunakan diantaranya *likelihood*, *consequence*, dan *risk matrix*. *Likelihood* merupakan peluang risiko terjadinya bahaya pada komponen. Parameter *likelihood* yang digunakan mengikuti standar kriteria *likelihood* dari Departemen Produksi I PT. Petrokimia Gresik yang dapat dilihat pada tabel 2.1 berikut

**Tabel 2.1** Kriteria *Likelihood* PT. Petrokimia Gresik[1]

<b>Ranking</b>		<b>Deskripsi</b>
<b>1</b>	<i>Brand New Excellent</i>	Risiko jarang sekali muncul frekuensi kejadian kurang dari empat kali dalam 10 tahun
<b>2</b>	<i>Very Good / Good Serviceable</i>	Risiko terjadi 4-6 kali dalam 10 tahun
<b>3</b>	<i>Acceptable</i>	Risiko terjadi antara 6-8 kali dalam 10 tahun
<b>4</b>	<i>Below Standart / Poor</i>	Risiko terjadi 8-20 kali dalam 10 tahun
<b>5</b>	<i>Bad / Unacceptable</i>	Risiko terjadi 10 kali dalam 10 tahun

Untuk parameter *consequence* menunjukkan tingkat bahaya dampak yang diakibatkan karena adanya risiko penyimpangan dari keadaan yang diinginkan atau operasi yang diluar kendali. Tinjauan yang dilakukan berdasarkan dampak serta pengaruhnya terhadap aktifitas pabrik dan produksi. Standar dalam menentukan *consequence* mengikuti standar Kriteria Profil Konsekuensi pabrik I PT. Petrokimia Gresik pada tabel 2.2

**Tabel 2.2** Kriteria *Consequence* PT. Petrokimia Gresik[1]

<b>Ranking</b>		<b>Deskripsi</b>
<b>1</b>	<i>Insignificant</i>	Sumber risiko (unsur/komponen/obyek dalam beraktifitas) tidak berdampak sama sekali, akibatnya tidak signifikan terhadap kelangsungan aktifitas, sehingga aktifitas tetap terlaksana
<b>2</b>	<i>Minor</i>	Sumber risiko (unsur/komponen/obyek dalam beraktifitas)berdampak kecil, akibatnya kecil terhadap kelangsungan aktifitas, sehingga aktifitas tetap masih terlaksana
<b>3</b>	<i>Moderate</i>	Sumber risiko (unsur/komponen/obyek dalam beraktifitas) berdampak sedang, akibatnya sedang terhadap kelangsungan aktifitas, sehingga aktifitas tetap masih terlaksana
<b>4</b>	<i>Major</i>	Sumber risiko (unsur/komponen/obyek dalam beraktifitas) berdampak besar, akibatnya cukup signifikan terhadap kelangsungan aktifitas, namun aktifitas masih dapat terlaksana walaupun tidak optimal
<b>5</b>	<i>Catastrophic</i>	Sumber risiko (unsur/komponen/obyek dalam beraktifitas) berdampak sangat besar, akibatnya sangat signifikan terhadap kelangsungan aktifitas, sehingga aktifitas tidak dapat terlaksana

Parameter *risk ranking* merupakan hasil kali *likelihood* dan *consequence* kriteria bahaya ditampilkan pada matrik yang ditampilkan pada tabel 2.4

$$Risk = Consequence(C) \times Likelihood(L) \quad (2.1)$$

**Tabel 2.3** Matrik *Risk ranking* PT. Petrokimia Gresik[1]

<i>Likelihood</i>	Consequence				
	1 <i>Insignificant</i>	2 <i>Minor</i>	3 <i>Moderate</i>	4 <i>Major</i>	5 <i>Catastrophic</i>
1 <i>Brand New Excellent</i>	L1	L2	L3	L4	M5
2 <i>Good</i>	L2	L4	M6	M8	M10
3 <i>Acceptable</i>	L3	M6	M9	M12	H15
4 <i>Poor</i>	L4	M8	M12	H16	H20
5 <i>Unacceptable</i>	M5	H10	H15	H20	H25

Keterangan :

L = *low risk*

M = *moderate risk*




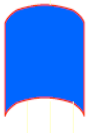

H = *high risk*

### 2.3 Fault Tree Analysis (FTA)

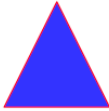
FTA adalah metode analisis kegagalan deduktif dengan menjabarkan keadaan suatu sistem yang dianalisa menggunakan logika Boolean untuk mengkombinasikan dengan deretan keadaan lain. Dari masalah utama berupa *top event* berada di ujung sebagai keadaan utama serta didukung oleh keadaan yang lain yang mendukung keadaan utama. Keadaan yang lain dinyatakan dalam bentuk logika dan susunan layaknya pohon sehingga menjadi kesatuan sistem. Analisis dengan metode ini banyak digunakan dalam bidang *safety engineering* dan *reliability engineering* dalam mengetahui bagaimana sistem bisa mengalami kegagalan, dalam mengidentifikasi cara terbaik untuk menentukan kejadian-kejadian dari kecelakaan keamanan atau tingkat kegagalan sistem,

Simbol-simbol dasar yang digunakan dalam FTA dikelompokkan dalam jenis kejadian, gerbang logika, serta *transfer* simbol dengan tabel 2.4 seperti berikut.[8]

**Tabel 2.4** Simbol FTA[9]

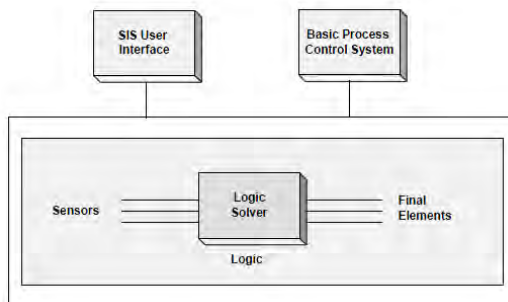
<b>Gambar</b>	<b>Nama</b>
	<i>Top Event</i>
	<i>Undeveloped Event</i>
	<i>Basic Event</i>
	<i>OR Gate</i>
	<i>AND Gate</i>



Gambar	Nama
	<i>Transfer Gate</i>

#### 2.4 *Safety Instrumented System (SIS)*

SIS adalah sistem yang berfungsi untuk memberikan keamanan dari sistem yang telah dibuat terhadap gangguan yang terjadi. Secara umum SIS menggunakan *Emergency Shutdown System* (ESD, ESS), *Safety Shutdown System* (SSD), dan *Safety Interlock System*.



**Gambar 2.2** Definisi *Safety Instrumented System (SIS)*[7]

SIS terdiri dari 3 komponen seperti terlihat konfigurasinya pada gambar 2.2 dengan penyusun utama yaitu sensor, *logic solver*, dan *final control element*.

- Sensor

Sensor merupakan komponen yang berfungsi untuk mengukur suatu besaran seperti *pressure*, *temperature*, *flow*, dan *level*. Dalam SIS sensor difungsikan sebagai sensing element yang akan memberikan sinyal kepada *logic solver* ketika dikenai oleh fluida. Contohnya adalah *pressure swich*, *level swich*, *termocouple*, dan lain-lain.

- *Logic solver*

*Logic solver* merupakan pengendali yang didalamnya terdapat logika-logika yang digunakan dalam prosesnya. Logika ini digunakan dalam memproses data sehingga proses yang berjalan sesuai dengan logika yang telah dibuat. *Logic solver* menerima sinyal dari sensor, kemudian diproses sesuai dengan logika yang sudah dibuat dan *logic solver* mengirimkan sinyal ke *final element* untuk dieksekusi. *Controller* yang digunakan seperti PLC, DCS, dan lain-lain.

- *Final Control Element*

*Final control element* sering disebut aktuator yang mempunyai fungsi untuk mengeksekusi perintah dari *logic solver*. *Final control element* ini merupakan komponen terakhir penyusun SIS yang nantinya memberikan tindakan pengamanan pada prosesnya. Jenis *valve* yang digunakan biasanya menggunakan *valve* dengan sistem *on/off* sehingga jika terjadi gangguan, maka *valve* akan membuka atau menutup untuk melakukan tindakan pencegahan dan memberikan pengamanan pada sistem. [9]

## 2.5 Safety Integrity Level (SIL)

SIL adalah level keamanan dari *Safety Instrumented System* (SIS). SIL diartikan sebagai SIL 1, 2, 3, dan 4. Semakin tinggi tingkatan SIL, maka keamanan dari SIS lebih baik. Besar SIL diukur dengan parameter PFD (*Probability Failure on Demand*) untuk Dikategorikan SIL 1 apabila nilai PFD lebih besar sama dengan 0.01 dan lebih kecil dari 0.1. untuk kategori tingkatan SIL lain dapat dilihat pada tabel 2.5. Kinerja SIS yang lebih baik dicapai dengan ketersediaan keamanan yang lebih tinggi. Kinerja SIS ditingkatkan dengan penambahan redundansi, tes yang lebih sering, penggunaan deteksi kesalahan. Beberapa pemahaman tentang bagaimana tiga tingkat SIL diimplementasikan adalah penting bagi proses keamanan dalam penentuan SIL. Dengan pemahaman tentang pentingnya aspek keselamatan dari SIS, termasuk apa yang dibutuhkan untuk mencapai SIL yang berbeda. [9]

**Tabel 2.5** *PFD of SIL* [9]

DEMAND MODE OF OPERATION		
Safety integrity level (SIL)	Target average probability of failure on demand	Target risk reduction
4	$\geq 10^{-5}$ to $< 10^{-4}$	$> 10,000$ to $\leq 100,000$
3	$\geq 10^{-4}$ to $< 10^{-3}$	$> 1000$ to $\leq 10,000$
2	$\geq 10^{-3}$ to $< 10^{-2}$	$> 100$ to $\leq 1000$
1	$\geq 10^{-2}$ to $< 10^{-1}$	$> 10$ to $\leq 100$

Safety integrity level (SIL) ditentukan dengan menghitung probabilitas suatu kegagalan akan terjadi dengan menggunakan persamaan:

$$\lambda = 1/MTTF \quad (2.2)$$

Dimana :

$\lambda$  = *failure rate* (laju kegagalan)

MTTF = Mean Time To Failure

Penentuan nilai SIL sangat penting dalam tahapan pembuatan *life cycle* SIL. Metode dalam perhitungan SIL menggunakan metode kuantitatif yang diperoleh dari perhitungan data perbaikan dari komponen serta instrument yang digunakan. Setelah itu menentukan konfigurasi *equipment* dirangkai secara MooN channel. Jika *equipment* dirangkai secara seri maka *failure rate* seri akan dihitung. Untuk konfigurasi MooN *channel* rumus yang digunakan untuk menghitung PFD adalah [10]:

$$PFD_{1001} = \lambda^{DU} \times \frac{TI}{2} \quad (2.3)$$

$$PFD_{1002} = \frac{[(\lambda^{DU})^2 \times TI^2]}{3} \quad (2.4)$$

$$PFD_{1003} = \frac{[(\lambda^{DU})^3 \times TI^3]}{4} \quad (2.5)$$

$$PFD_{2002} = \lambda^{DU} \times TI \quad (2.6)$$

$$PFD_{2003} = (\lambda^{DU})^2 \times TI^2 \quad (2.7)$$

$$PFD_{2004} = (\lambda^{DU})^3 \times TI^3 \quad (2.8)$$

Dimana :

$PFD_{Moon}$  = *Probability Failure on Demand Average*

$\lambda^{DU}$  (lambda) = *Laju kegagalan (failure rate)*

$TI$  = *Interval time / test function (hour)*

$$PFD_{sys} = PFD_s + PFD_l + PFD_{fe} \quad (2.9)$$

Dimana :

$PFD_{sys}$  : PFD rata-rata dari fungsi pengamanan safety-related system

$PFD_s$  : PFD dari sensor *subsystem*

$PFD_l$  : PFD dari *logic subsystem*

$PFD_{fe}$  : PFD dari *final element subsystem*

Laju kegagalan dan *test interval* mempengaruhi nilai PFD dari sebuah komponen, jika laju kegagalan semakin besar maka peluang terjadinya *failure* akan semakin besar dan sebaliknya. Selain itu *test interval* yang lama membuat peluang kegagalan komponen semakin besar. Untuk mendapatkan nilai *failure rate* dilakukan dengan menganalisis data rekam *maintenance* dan *failure* atau *commercial failure rate data*, yaitu data diperoleh dari *database failure rate* seperti salah satunya adalah OREDA (*Offshore Reliability Data*).

## 2.6 Control Chart Xbar-S

*Control charts* merupakan salah satu kegiatan *statistic process control* untuk mengetahui karakteristik proses yang dikendalikan terhadap periode waktu tertentu. Selain itu juga untuk menentukan batas atas, bawah, dan kendali. Berdasarkan data proses yang plant dapat diketahui apakah proses tersebut dalam range kendali atau justru diluar kendali (*out of control*). Pada tugas akhir ini menggunakan *control chart* jenis Xbar dan S serta batas-batas kendali menggunakan *upper control limits* (UCL)/ batas kendalai atas, *lower control limits* (LCL)/ batas

bawah, dan *center line* (CL) / batas tengah. Parameter *control chart* tersebut didapatkan dari perhitungan persamaan dibawah.[11]. Nilai *factor limit* dapat dilihat pada lampiran F.

#### *Xbar Chart*

$$CL_{\bar{x}} = \bar{\bar{X}} \quad (2.10)$$

$$UCL_{\bar{x}} = \bar{\bar{X}} + A_3\bar{S} \quad (2.11)$$

$$LCL_{\bar{x}} = \bar{\bar{X}} - A_3\bar{S} \quad (2.12)$$

#### *S Chart*

$$CL_S = \bar{S} \quad (2.13)$$

$$UCL_{\bar{S}} = B_4\bar{S} \quad (2.14)$$

$$LCL_{\bar{S}} = B_3\bar{S} \quad (2.15)$$

Dimana

$\bar{\bar{X}}$  = rata-rata data subgrup

$A_3$  = control limit factor (chart average)

$B_3$  &  $B_4$  = factor for control limits (chart standart deviation)

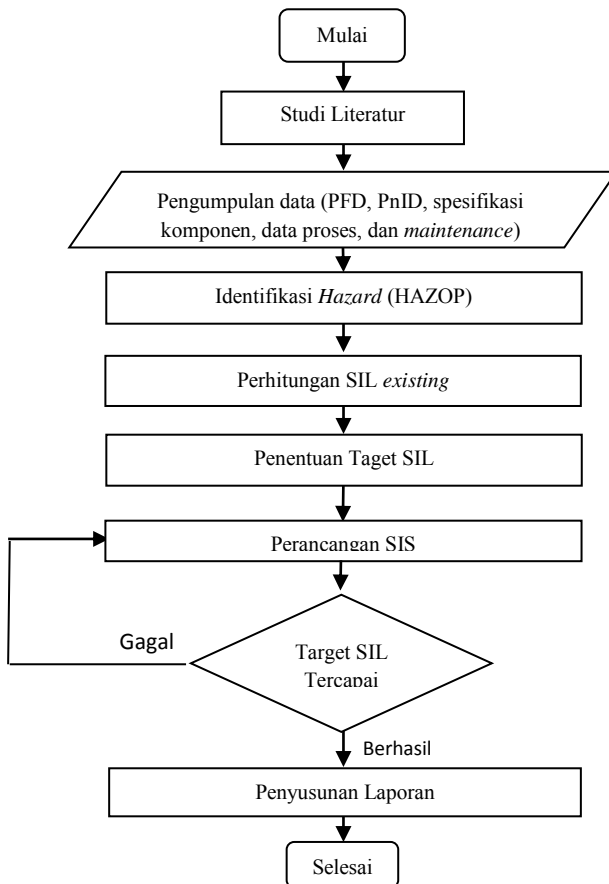
$\bar{S}$  = standart deviation of subgroup

$\bar{S}$  = mean of standart deviation subgroup

## BAB III METODOLOGI PENELITIAN

### 3.1 Flowchart Penelitian

Penelitian pada tugas akhir ini dirancang pada beberapa tahapan, yang digambarkan pada diagram alir seperti pada gambar 3.1 berikut.



**Gambar 3.1** *Flowchart*

### 3.2 Tahap-tahap penelitian

Tahapan penelitian meliputi beberapa hal diantaranya:

a. Studi Literatur

Studi yang dilakukan dengan mencari literatur, konsultasi dengan *supervisor* dan *engineering* yang berada di lapangan dan jurnal yang terkait dengan tema.

b. Pengumpulan data

Pengumpulan data dilakukan dengan mengambil data PnID, PFD, data spesifikasi komponen, dan *data maintenance* dari *node superheat burner* (101BBS), *primary reformer* (101B) *server*. Selain itu pengambilan data dilakukan selama satu bulan.

c. Identifikasi *Hazard*

Identifikasi *hazard* dilakukan dengan metode HAZOP (*Hazard Operability Study*). Identifikasi meliputi risiko, peluang bahaya, serta deviasi yang terjadi pada node superheat burner sehingga diketahui nilai risiko berdasarkan keseringan dan konsekuensi yang bisa terjadi. Tahapan dalam melakukan HAZOP diantaranya.

1. Menentukan node/ titik penijauan berdasarkan data P&ID. Dalam tugas akhir ini node pada sistem adalah *primary reformer & superheat burner*.
2. Menentukan komponen dan instrument yang digunakan dalam *node* yang mengukur parameter dari proses pada *node superheat burner* seperti *temperature*, dan *pressure*.
3. Menentukan *guideword* yang didapat dari data proses pembacaan transmitter selama bulan Februari dan diplot pada *control chart* untuk mendapatkan deviasi dari pengendalian proses *superheat burner*.
4. Analisis terhadap *node* untuk penyimpangan yang mungkin terjadi serta sistem pengamanan yang telah ada sudah optimal atau membutuhkan tambahan rekomendasi.
5. Estimasi risiko dilakukan dengan mengidentifikasi banyaknya kejadian suatu risiko dari bahaya pada rentang waktu tertentu. Berdasarkan data *maintenance likelihood*

didapatkan dari lama operasi komponen terhadap banyaknya kegagalan dari komponen waktu rata-rata komponen gagal kembali (MTTF).

$$Likelihood = \frac{\text{Operating time}}{MTTF} \quad (3.1)$$

6. Sedangkan untuk MTTF didapat dari perhitungan data kegagalan yang menunjukkan laju kegagalan yang dihitung dengan persamaan 3.2.

$$MTTF = \frac{1}{(\text{failure rate})} \quad (3.2)$$

7. Menganalisis konsekuensi yang timbul dari dampak yang diakibatkan karena penyimpangan pengendalian. Standar penentuan konseskuensi mengacu pada standar kriteria Konsekuensi PT. Petrokimia Gresik terdapat pada tabel 2.2.

d. Perhitungan SIL *existing*

Perhitungan SIL dengan metode FTA melalui perhitungan dari tiap PFD komponen yang mewakili setiap event. Nilai SIL sistem *superheat burner* diperoleh dari keseluruhan PFD dari komponen SIS yang menyusun *node superheat burner*. Sehingga tingkat keamanan dapat diketahui.

e. Penentuan Target SIL

Sebagai tindak lanjut dari analisi risiko dengan HAZOP serta perhitungan SIL *existing plant* muncul rekomendasi untuk meminimalisir bahaya melalui peningkatan nilai SIL yang dispakati dengan cara memberi tambahan komponen pengaman dan kegiatan pengaman sebagai upaya penurunan faktor risiko. SIL dotongkatkan satu tingkat lebih tinggi dari SIL sistem *superheat burner* keseluruhan.



f. Perancangan SIS

Salah satu upaya dalam meningkatkan kewananan dengan cara menambah dan merubah konfigurasi dari sitem pengaman (SIS) superheater burner. Melalui pendekatan sistem *voting* MooN akan memberikan pengaruh signifikan pada tingkat keamanan serta risiko yang terjadi pada *node superheat burner*.

g. Evaluasi SIL Perancangan SIS

Untuk menguji hasil rancangan SIS dalam meningkatkan SIL dilakukan perhitungan tingkat keamanan sistem pada *superheat burner*. Evaluasi menentukan apakah sistem SIS yang dirancang mampu memenuhi nilai SIL target yang ditentukan sebelumnya. Jika tidak tercapai maka perlu adanya perancangan ulang hingga target SIL tercapai.

h. Penyusunan Laporan

Penulisan laporan sesuai dengan penelitian serta metodologi yang dilakukan. Serta ditulis hasil analisis dan rekomendasi yang didapatkan dari penelitian.

## **BAB IV**

### **HASIL DAN PEMBAHASAN**

#### **4.1 Alur Proses Primary Reformer**

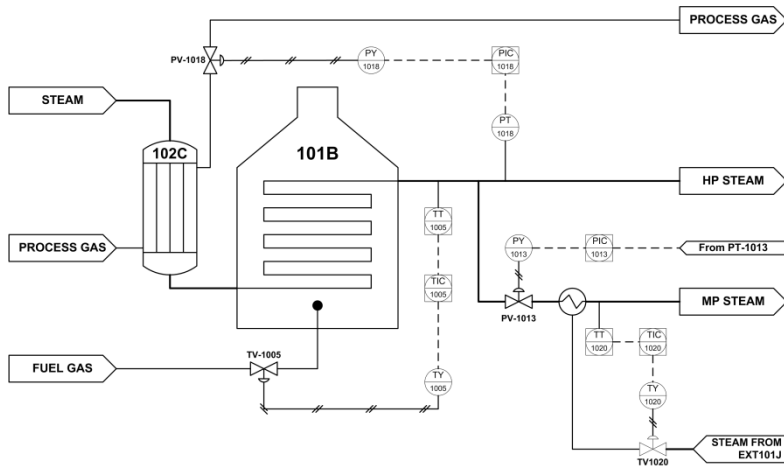
Steam sitem adalah unit pada pabrik Amoniak yang menghasilkan uap bertekanan tinggi yang selanjutnya dimanfaatkan dalam operasional serta produksi amoniak. Selain itu uap juga dipergunakan sebagai penggerak turbin dan kompresor, sisa ekstraksi uap dari turbin dan kompresor masih dapat dimanfaatkan pada *steam service* serta sumber panas pada penukar panas. Dalam tugas akhir ini penulis melakukan analisis HAZOP serta perhitungan dan peningkatan nilai SIL pada *Primary Reformer Fuel Gas Superheat Burner*. Alur produksi steam melalui beberapa proses mulai dari deaerasi pada *deaerator* 101U, lanjut pemanasan awal oleh penukar panas 123C1/C2, lalu dilakukan pemisahan fase antara uap dan cairan pada *steam drum* 101F, dan untuk menghasilkan uap kering dengan temperatur panas tingkat lanjut uap akan dipanaskan di dalam *coil* 101B *Primary Reformer* yang dibakar secara langsung oleh *superheat burner*. Produk uap memiliki temperature +520C dengan tekanan 120kg/cm<sup>2</sup>. Hasil akhir berupa uap dari proses ini akan didistribusikan pada unit amoniak. Uap akan terdistribusi dalam tiga jenis diantaranya *high pressure* (HP), *medium pressure* (MP), dan *low pressure* (LP). Masing masing jenis akan dimanfaatkan sesuai dengan kebutuhan sistem pada amonika. Peran *primary reformer* menjadi vital karena berhubungan langsung dengan sistem pembakaran serta proses yang temperature serta tekanan kerja yang sangat tinggi, sehingga dalam analisis akan fokus pada noda *primary reformer* yang tersusun atas *superheat coil* dan *superheat burner*.

#### **4.2 Analisis Potensi Bahaya**

Sesuai dengan pokok bahasan pada tugas akhir ini yaitu analisis pada *node primary reformer* 101B yang merupakan satu kesatuan dari *superheated coil* dan *superheat burner*. Dalam melakukan analisis menggunakan data yang menjadi acuan

pengolahan data berupa data *logsheet primary reformer 101B* selama 1 tahun pada tahun 2014 yang dapat dilihat pada lampiran B. Dari *log sheet* yang didapat dari *Process Historical Database* pada DCS diambil dengan pola data rata-rata tiap jam operasi dari pembacaan empat *transmitter* di *primary reformer 101B*. Potensi bahaya yang ditimbulkan dapat diketahui berdasarkan trend penyimpangan rata-rata operasi yang ditentukan dengan *guide word* dan dinyatakan dengan deviasi.

Primary reformer dijaga prosesnya menggunakan sistem BPCS yang terdiri atas *loop* pengendalian temperatur dan tekanan. Terdapat 4 *loop* pengendalian diantaranya 2 *loop temperature transmitter* TT1005 & TT1020, serta 2 *loop pengendalian tekanan pressure transmitter* PT1013 & PT1018 keempat instrumen masih aktif digunakan dalam menjaga kestabilan proses pada *primary reformer 101B*.

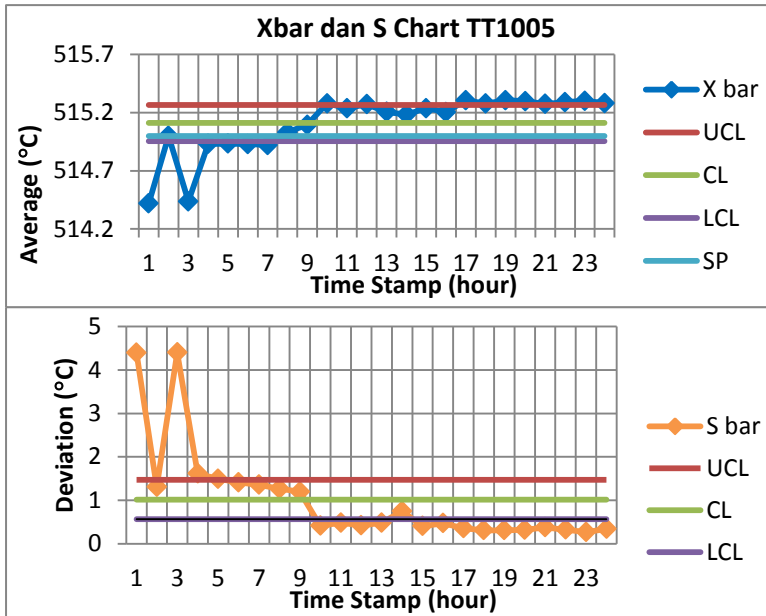


**Gambar 4.1 P&ID Superheat Burner**

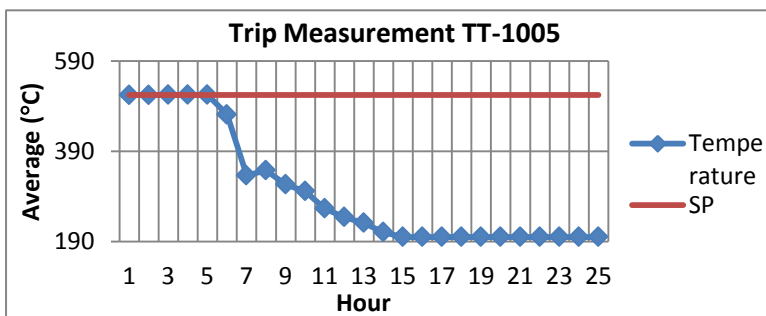
Berdasarkan data *log sheet primary reformer 101B* dapat diperoleh grafik *control chart* terhadap rata-rata operasi komponen diantaranya:

#### 4.3.1 Temperature Transmitter 1005 (TT1005)

Temperatur transmitter 1005 (TT1005) loop pengendalian temperature menjaga temperatur keluaran *steam* dari *primaryreformer*. Diperoleh grafik *control chart* deviasi pada gambar 4.2 .



Gambar 4.2 Grafik Xbar-S untuk TT-1005



Gambar 4.3 Grafik trip pengukuran TT-1005

Dari grafik gambar 4.2 di atas dapat diketahui bahwa operasi tiap jamnya tidak terlalu jauh dari rata-rata kendali operasi setiap hari namun ada kalanya pada operasi proses dini hari pukul 00.00-03.00 terdapat fluktuasi penurunan temperatur, dan sebaliknya pada pukul 10.00-13.00 cenderung mengalami peningkatan temperature diatas rata-rata kendali namun tidak signifikan. Trend grafik kendali menunjukkan bahwa proses dipengaruhi oleh faktor temperature lingkungan luar.

Grafik pada gambar 4.3 menunjukkan pengukuran temperature pada TT1005 pada keadaan *trip*. Pada pada hari ke-29 terjadi *trip* ditunjukkan pada *tren* grafik yang dibawah rata-rata kendali sebesar 515°C. Hal ini semakin menguatkan argument bahwa *node* mengalami *trip* ketika gagal mengendalikan proses. Artinya sistem pengendalian gagal menjaga temperature *steam* keluaran *superheat burner* sesuai dengan *setpoint* yang ditentukan sehingga SIS bekerja dan menonaktifkan sistem keseluruhan pada kondisi *failsafe* yang dilakukan oleh sistem layer pengaman SIS. Maka dari itu *guideword* dan deviasi dari TT1005 ditunjukkan pada table 4.1 dibawah

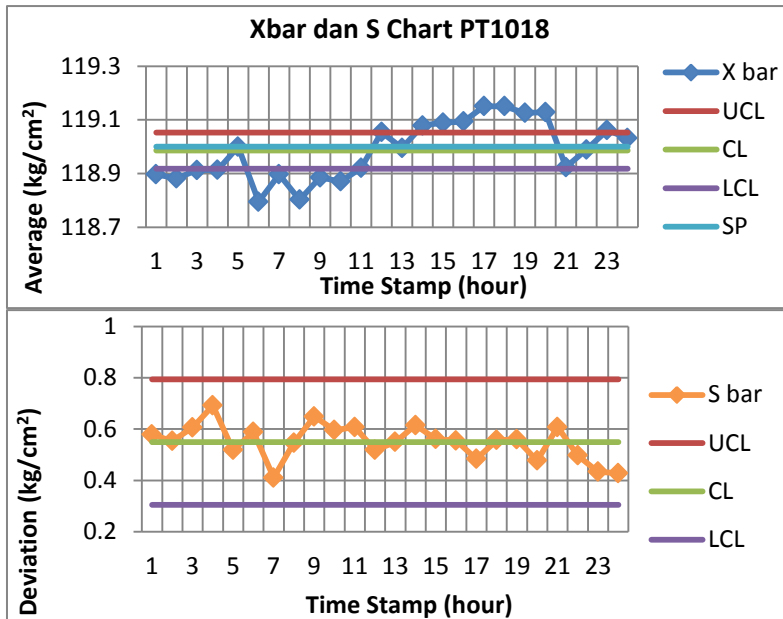
**Tabel 4.1** Guide word dan deviasi TT-1005

No	Component	Description	Guideword	Deviation
1	TT1005	Temperature Transmitter	High	High Temperature
			Low	Low Temperature

Untuk grafik harian komponen transmitter lain yang menunjukkan kejadian trip dapat disimak pada lampiran H.

#### 4.3.2 Pressure Transmitter 1018 (PT1018)

*Pressure transmitter 1018 (PT1018)* pada *loop* pengendalian tekanan yang menjaga tekanan keluaran uap dari *primary reformer*. Sebelum memasuki *primary reformer*, tekanan keluaran dari *primary reformer* sangat dipengaruhi oleh proses pemanasan awal steam menjadi HP *steam* dari penukar panas 101C yang mengekstraksi panas dari amoniak. Dari data proses didapatkan grafik *control chart* deviasi pada gambar 4.3.



**Gambar 4.4** Grafik Xbar-S untuk PT-1018

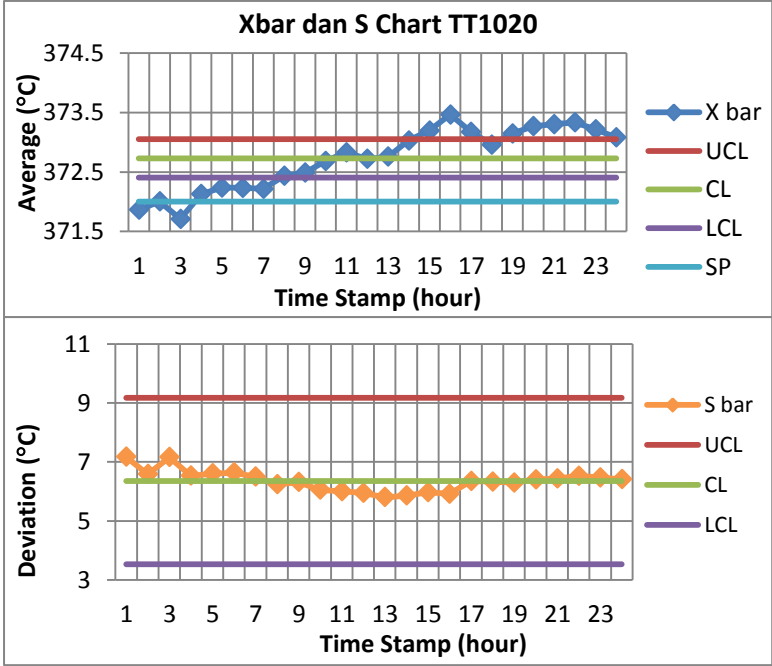
Trend grafik pada gambar 4.4 memiliki kecenderungan yang tidak jauh dari rata-rata kendali. Namun data pukul 13.00-19.00 menunjukkan tren tekanan kendali pada kondisi *out of control* dengan *Center Line* Xbar rata-rata 118.9. kondisi ini menunjukkan bahwa tekanan steam keluaran *primary reformer* berada di atas dan dibawah rata-rata operasi dalam satu hari. Ketidakstabilan tekanan berkorelasi dengan ketidakstabilan temperature juga yang mengacu pada teori persamaan gas ideal. Namun secara umum grafik kendali menunjukkan bahwa fluktuasi pengendalian tekanan masih dalam batas wajar dan tidak jauh dari *set point* yang telah ditentukan. Sehingga dapat dilakukan analisis terhadap tren grafik proses yang telah dibuat untuk menentukan *guideword* dan deviasi seperti pada tabel 4.2

**Tabel 4.2** *Guide word* dan deviasi PT-1018

NO	Component	Description	Guideword	Deviation
1	PT1018	Pressure Transmitter	High	High Pressure
			Low	Low Pressure

**4.3.3** *Temperature Transmitter 1020 (TT1020)*

Pendistribusian uap dari *primary reformer* tidak hanya pada tingkat tekanan tinggi(*High Pressure*) namun juga di tingkatan *medium pressure* yang jalur distribusinya dicabangkan dari line utama *HP steam*. Karena pemanfaatan uap yang berbeda sebelum memasuki sistem distribusi uap tekanan *medium* temperatur dikendalikan oleh loop 1020. Dengan menggunakan *temperature transmitter* TT-1020 dapat diperoleh data proses dan berikut grafik *control chart* TT-1020.



**Gambar 4.5** Grafik Xbar S untuk TT-1020

Kecenderungan tren grafik berada dibawah LCL pada jam dini hari sedangkan sebaliknya ketika jam siang hari akan mengalami selisih 1C lebih tinggi dibanding dini hari. Hal ini menunjukkan oengaruh eksternal sistem sangat mempengaruhi proses pada uap di dalam. Namun angka simpangan standar deviasi masih terbilang wajar dan tidak jauh selisih angkanya dengan CL. Maka dari grafik *control chart* TT-1020 dapat dilakukan penentuan *guide word* dan deviasi pada table 4.3.

**Tabel 4.3** Guideword dan drviasi TT-1020

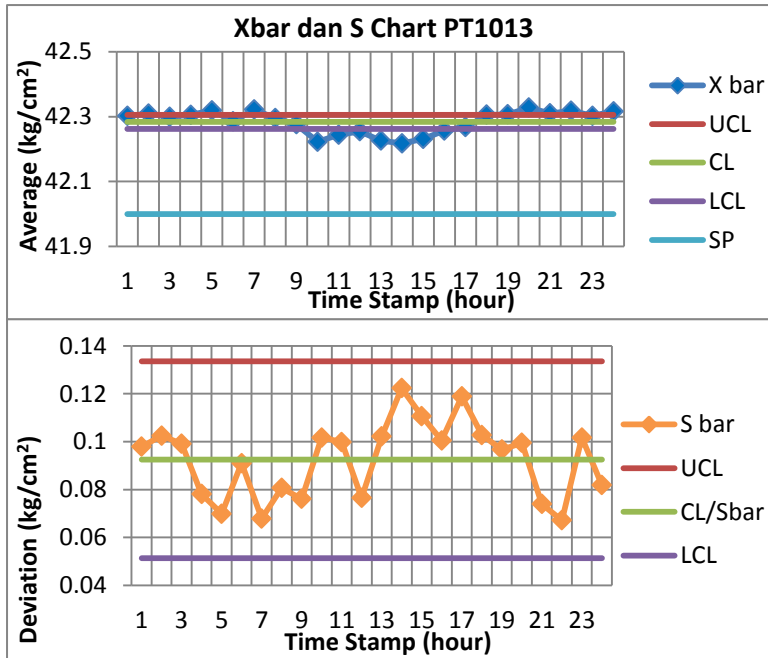
NO	Component	Description	Guideword	Deviation
1	TT1020	Pressure Transmitter	High	High Pressure
			Low	Low Pressure

#### 4.3.4 Pressure Transmitter 1013 (PT1013)

Loop pengendalian Tekanan dengan tag 1013 terletak di percabangan pipa distribusi uap keluaran dari *primary reformer*. Uap dengan tingkat *medium pressure* (MP) dijaga tekanannya di kisaran +42 kg/cm<sup>2</sup> karena pemanfaatan steam yang penting seperti menggerakkan turbin sehingga teakanan perlu dijaga agar tidak merusak instrument dan komponen lain yang menggunakan uap MP. *Loop* pengendalian ini menggunakan *pressure transmitter* 1013 (PT-1013). Hasil pengukuran PT-1013 dapat dilihat pada data proses di lampiran B sehingga tren grafik pengendalian rata-rata jamnya pada setiap hari ditampilkan pada gambar 4.6 di bawah ini.

Dapat disimak dari grafik gamabr 4.6 menunjukkan fluktuasi yang signifikan pada data Xbar jam dimana rata-rata pengukuran ada yang diluar batas kendali. Terlepas zona kendalia simpangan Xbar yang terjadi tidak terpaut jauh dari CL dan hanya terpaut selisih desimal. Serta tren dari data standar deviasi yang masih di dalam zona kendali. Jika dianalisis maka masih terjadi penyimpangan pada Xbar baik lebih tinggi dan lebih rendah dari zona kendali, sehingga dapat ditentukan *guideword* serta deviasi pada komponen tersebut di tabel 4.4 dibawah ini.





**Gambar 4.6** Grafik Xbar dan S untuk PT-1013

**Tabel 4.4** Guideword PT dan deviasi untuk -1013

NO	Component	Description	Guideword	Deviation
1	PT1013	Temperature Transmitter	High	High Temperature
			Low	Low Temperature

Selain beberapa komponen yang sudah dibahas sebelumnya terdapat beberapa komponen lain yang juga dilakukan analisis bahaya diantaranya TI-1336, FI-1030 serta aktuatur dari keempat *loop* pengendalian pada *node superheat burner*. Untuk grafik proses TI-1336, FI-1030 ada di lampiran D sedangkan keseluruhan *guideword* terlampir pada tabel hazop lampiran A. Potensi bahaya tersebut dapat disimak pada tabel 4.5 dibawah ini.

**Tabel 4.5** Guideword komponen indicator dan aktuatur

<i>NO</i>	<i>Component</i>	<i>Description</i>	<i>Guideword</i>	<i>Deviation</i>
1	FI1031	<i>Flow Transmitter</i>	<i>More</i>	<i>More Flow</i>
			<i>Less</i>	<i>Less Flow</i>
2	TI1336	<i>Temperature Transmitter</i>	<i>High</i>	<i>High Temperature</i>
			<i>Low</i>	<i>Low Temperature</i>
3	TV-1005	<i>Control Valve</i>	<i>Open</i>	<i>Fail to open</i>
4	PV-1018	<i>Control Valve</i>	<i>Close</i>	<i>Fail to close</i>
5	PV-1013	<i>Control Valve</i>	<i>Open</i>	<i>Fail to open</i>
6	TV-1020	<i>Control Valve</i>	<i>Open</i>	<i>Fail to open</i>

### 4.3 Analisis Risiko

Analisis risiko adalah kegiatan analisis peluang dampak bahaya yang terjadi akibat adanya penyimpangan dari kondisi yang diinginkan dan dikendalikan. Dalam HAZOP tingkat risiko ditinjau dari nilai *likelihood* (peluang) dan *consequence* (dampak) yang diakibatkan. Tingkatan risiko dinyatakan dalam sebuah matrix seperti yang digambarkan pada gambar 2.3 . Dalam memberikan nilai parameter *likelihood* dan *consequence* terdapat standar masing-masing. Penulis dalam tugas akhir ini menggunakan standar yang dibuat oleh Departemen Produksi pabrik I PT. Petrokimia Gresik. Pada *node primary reformer superheat burner* ini terdapat dua parameter yang dikendalikan yaitu *pressure*, dan *temperatur*, sehingga total terdapat empat *loop* pengendalian yang dianalisis masing masing di bawah ini.

#### 4.3.1 Penentuan *Likelihood*

Nilai parameter *likelihood* ditentukan dmenggunakan data *maintanace* dan kalibrasi instrumen yang diperoleh dari Dept. Pemeliharaan I pabtik I. Sedangkan untuk komponen yang tidak terdata dihitung berdasarkan data yang terdapat di OREDA (*Offshore Reliability Data*) 2002. Nilai *likelihood* dihitung dengan membagi watu operasi instrument terhadap *mean time to failure* (MTTF). MTTF dihitung dengan persamaan 2.1. Sehingga untuk *node superheat burner* memiliki risiko untuk masing-masing komponennya pada table 4.6 ini.

**Tabel 4.6** Kriteria *likelihood node superheat burner*

<i>Instrument</i>	MTTF	<i>Likelihood</i>
TT-1005	34752	4
PT-1018	40944	4
PT-1013	41760	2
TT-1020	49836	3

Dari table 4.5 ditunjukkan bahwa instrument TT-1005 & PT-1018 bernilai skala 4 (*poor*) untuk *likelihood*nya berdasarkan standar Kriteria Profil Risiko pabrik I PT. Petrokimia Gresik. Nilai tersebut didapat berdasarkan *data maintenance* dari masing-masing instrument. Untuk TT-1005 memiliki resiko kegagalan 10 kali dalam kurun waktu 10 tahun (2005-2015) sehingga bernilai 4 pada parameter *likelihood*. Sedangkan untuk instrumen PT-1018 memiliki nilai paramaeter *likelihood* 4 karena pada rekam data *maintenance* terdapat 12 kalo risiko dalam 10 tahun (2005-2015) serta telah mengalami penggantian *transmitter* 2 kali dalam periode tersebut. Pada dua *transmitter* ini memiliki peluang risiko relatif tinggi karena memang *line* proses di pipa memiliki temperatur dan tekanan kerja yang tinggi selain itu instrumen tersebut terpasang pada *node primary reformer*. Terpatnya di dekat *burner superheat* sehingga lingkungan juga mempengaruhi laju kegagalan dan terpapar di kondisi yang berbahaya menjadi faktor utama yang menyebabkan rendahnya usia serta tingkat keandalan instrumen tersebut.

Terdapat dua *transmitter* lagi di *line* proses yang berbeda yaitu TT-1020 dan PT-1013. Kedua *transmitter* letaknya pada *line* percabangan dari *line* utama uap *high pressure*. Uap yang melalui *line* pipa tersebut bertekanan *medium*. Instrumen TT-1020 memiliki rekam *data maintenance* yang menunjukkan bahwa risikonya sebanyak 5 kali dalam 10 tahun (2005-2015) sehingga nilai *likelihood* sebesar 2 (*good*), sedangkan instrumen PT-1013 memiliki resiko 7 kali dalam 10 tahun (2005-2015) dengan nilai *likelihood* 3 (*acceptable*) serta sempat mengalami pergantian *transmitter* satu kali pada tahun 2015. Walaupun nilai *likelihood* dari *transmitter* TT-1020 dan PT-1013 sedikit lebih baik dibandingkan TT-1005 & PT-1018 namun tetap pada dasarnya memiliki peluang risiko yang besar sehingga diperlukan adanya tindakan serta rekomendasi sebagai usaha mengurangi risiko sehingga bahaya yang terjadi bisa diminimalisir. Keseluruhan nilai *likelihood* dapat dilihat pada tabel HAZOP lampiran A.

#### 4.3.2 Penentuan *Consequence*

*Consequence* ditentukan untuk mencari tahu tingkat keparahan (*severity*) dari dampak yang terjadi karena adanya risiko penyimpangan dari keadaan yang diinginkan atau operasi yang diluar kendali. Standar dalam menentukan *consequence* mengikuti standar Kriteria Profil Konsekuensi pabrik I PT. Petrokimia Gresik. Berdasarkan data proses yang ada serta standar operasional pelaksanaan (SOP) pabrik amoniak dapat dilakukan penentuan tingkatan keparahan sesuai dengan kategori *consequences* yang terdapat pada tabel 2.2. Tingkat *consequences* untuk *node superheat burner* dapat dilihat pada tabel 4.7 berikut.

**Tabel 4.7** Kriteria *Consequences node superheat burner*

NO	<i>Component</i>	<i>Consequence</i>
1	TT-1005	5 ( <i>Catastrophic</i> )
2	PT-1018	5 ( <i>Catastrophic</i> )

NO	Component	Consequence
3	PT-1013	3 ( <i>Moderate</i> )
4	TT-1020	2 ( <i>Minor</i> )

Berdasarkan kriteria *consequences* yang dibuat oleh PT. Petrokimia Gresik nilai 5 memiliki arti *unacceptable* dimana risiko akan berdampak besar pada produksi, hingga berakibat sangat signifikan pada kegiatan produksi sehingga aktifitas produksi harus dihentikan (*shutdown*). TT-1005 dan PT-1018 memiliki nilai *consequence* 5 karena memang pada grafik *control chart* menunjukkan tren yang fluktuatif di luar zona kendali. Selain itu tekanan dan temperature sangat berkaitan dan memenuhi persamaan gas ideal. Ketika temperatur uap naik maka tekanan akan itu naik begitu sebaliknya, sehingga kedua komponen ini beroperasi pada risiko bahaya yang tinggi. Selain itu pada *loop* TT-1005 berhubungan langsung dengan *line flow* suplai gas bahan bakar *burner* sebagai variabel manipulasi yang rentan akan risiko bahaya terbakar dan mudah meledak.

Sedangkan pada PT-1013 mendapatkan nilai *consequence* 3 yang artinya berdampak sedang pada aktifitas pabrik dan kegiatan produksi, namun aktifitas dan produksi masih bisa terlaksana. Karena PT-1013 memiliki peran menjaga suplai uap dalam tekanan *medium* yang pemanfaatannya banyak digunakan komponen pendukung seperti penukar panas, *steam service*, dan utilitas lain. Sehingga tidak berdampak signifikan pada sistem dan produksi ammonia. Berbeda dengan TT-1020 yang fungsi pengendaliannya memperbaiki kualitas uap yang akan didistribusikan pada *medium steam* (MS) header untuk mencapai temperature yang ditentukan sesuai standar tekanan untuk *medium pressure* sehingga suplai uap pada komponen lain pada plant ammonia tetap stabil. Komponen berhubungan langsung dengan penukar panas *desuperheater* yang dipanaskan dari uap sisa ekstraksi turbin 101J/JA untuk memperbaiki kualitas uap yang akan didistribusikan baik parameter temperature dan

tekanannya. Sehingga risiko relative kecil sehingga tidak terlalu mempengaruhi aktifitas produksi serta dampaknya kecil. Maka dari itu nilai *consequence* TT-1020 bernilai 2. Keseluruhan nilai *consequences* dapat dilihat pada tabel HAZOP lampiran A.

#### 4.3.3 Risk Ranking

Tahapan terakhir dalam analisis bahaya adalah mendapatkan ilia *risk ranking*. Risk ranking dihitung berdasarkan persamaan 2.1 yaitu perkalian skala *likelihood* dengan *consequences*. Standar *risk ranking* mengikuti standar Kriteria Risk Ranking dari Departemen Produksi pabrik I PT. Petrokimia Gresik yang terdapat pada tabel 2.3. Untuk *node superheat burner* didapatkan hasil plot *risk ranking* pada tabel 4.8 berikut.

**Tabel 4.8 Risk Matrix superheat burner**

<i>Consequence /Likelihood</i>	<b>1</b> <i>Insignificant</i>	<b>2</b> <i>Minor</i>	<b>3</b> <i>Moderate</i>	<b>4</b> <i>Major</i>	<b>5</b> <i>Catastrophic</i>
<i>(1) Brand New Excellernt</i>	L1	L2	L3	L4	H5
<i>(2) Good</i>	L2	L4	M6	M8	H10
<i>(3) Acceptable</i>	L3	M6	M9	M12	H15
<i>(4) Below Standart/ Poor</i>	L4	M8	M12	H16	H20
<i>(5) Bad / Unacceptable</i>	M5	H10	H15	H20	H25

Pada table 4.6 didapatkan informasi bahwa terdapat dua instrument memiliki risiko sedang dan dua instrumen memiliki tingkat risiko tinggi. Untuk instrumen TT-1005 dan PT-1018 berada di matrix H20 dengan indikasi bahwa kedua instrumen memiliki risiko tinggi. Sedangkan untuk PT-1013 dengan tingkat

risiko sedang di *matrix* M6 dari nilai *likelihood* di level 2, *consequence* level 3. TT-1020 juga terletak di matrik M6 namun dengan nilai *likelihood* di level 3, *consequence* level 2. Instrumen lainnya seperti aktuator dan *transmitter indicator* berada pada *risk matrix* L2 dan L3. Dari persebaran matrik pada tabel 4.6 diatas dapat ditentukan sebab serta rekomendasi yang dilakukan untuk *instrument superheat burner* agar tingkat resiko dan keamanan plant dioptimalkan. Hasil rekomendasi dan keseluruhan analisis HAZOP yang telah dilakukan dapat dilihat pada tabel HAZOP lampiran A.

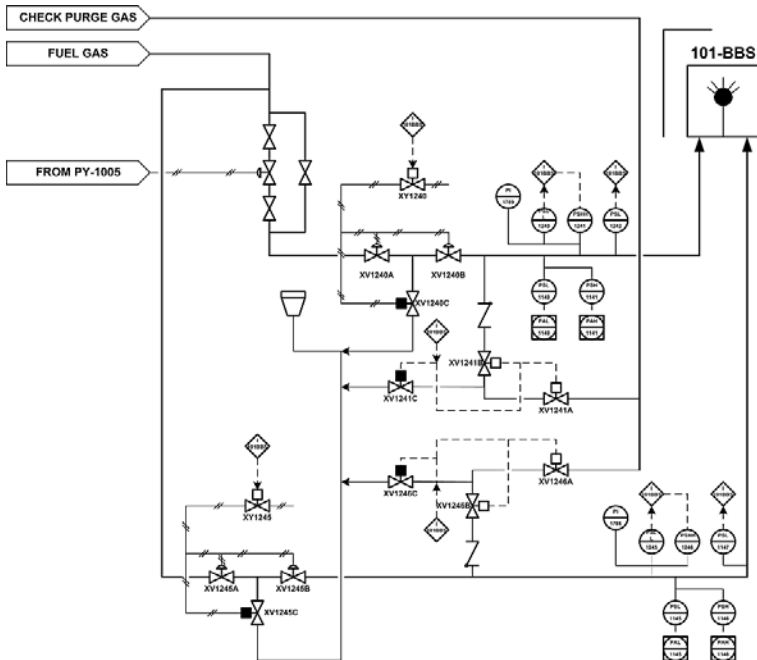
#### 4.4 Sistem Pengamanan *Superheat Burner*

*Sistem pengaman pada superheat burner terdiri dari beberapa macam, yaitu pengamanan pada saat operasi burner dan sistem start up dan shut down sistem pembakar burner.* Standar operasional pelaksanaan dari sistem pengamanan diantaranya

##### 4.4.1 SIS *Superheat Burner*

Sistem pengamanan *superheat burner* menerapkan layer pengamanan *Safety Instrumented System* (SIS). SIS terdiri dari *sensing element* berupa *switch*, lalu kontroler menggunakan PLC, dan *final element* berupa *valve / solenoid valve*. Sistem pengamanan dipasang pada komponen yang memiliki peluang bahaya yang besar yaitu *burner*. *Burner* menggunakan bahan bakar gas metana ( $\text{CH}_4$ ) yang disuplai dari *fuel gas feed*. Sistem pembakaran pada *primary reformer* berjenis *direct burning*, terdapat dua *line* pipa *feed gas* yang mensuplai gas untuk *burner*. Masing-masing *line* memiliki sistem pengamanan SIS.

Sistem pengaman yang sudah diterapkan menggunakan *pressure switch* dengan batas indikasi *high high* (PSHH), *low* (PSL), dan *low low* (PSLL). *Sensing element* terpasang dengan konfigurasi 1001. Sedangkan untuk *final element* menggunakan *solenoid valve* untuk mensuplai sinyal pneumatic ke *hydraulic valve* dengan konfigurasi 1002 pada masing-masing *line* pipa gas. Konfigurasi SIS dapat dilihat pada gambar 4.6



**Gambar 4.7** P&ID SIS Superheater Burner

#### 4.4.2 SOP Start up dan Shut down burner

Standar operasional pekerjaan untuk menghidupkan dan mematikan sistem pembakar memiliki prosedur tertentu. Prosedur dibuat agar sistem dapat digunakan semestinya, selain itu juga mempertimbangkan keamanan alat dan kestabilan proses. Karena temperature pada *burner* harus dijaga pada suhu yang optimum yaitu 520°C. Untuk mencapai *setpoint* dari keadaan sistem yang mati tidak dapat dilakukan secara otomatis menggunakan DCS. Butuh peran *foreman* untuk menjalankan prosedur SOP tersebut langsung di lapangan tempat *superheat burner* terpasang. Prosedur dapat dilihat pada tabel 4.9.



**Tabel 4.9** Prosedur Penggunaan *Superheat Burner*

NO	Prosedur	Keterangan
1	<p><i>Start Up</i></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- <i>Purging gas</i> Proses <i>flushing</i> line gas bahan bakar menggunakan gas nitrogen <math>N_2</math> yang di purging untuk membuang sisa gas yang tersisa pada pipa</li> <li>- <i>Checking</i> <i>Checking</i> gas merupakan tahapan untuk melakukan check pada line fuel gas untuk memastikan bahwa line pipa tersebut tidak mengalami kebocoran. Gas nitrogen <math>N_2</math> ditekan pada tekanan tertentu dan diamati secara manual.</li> <li>- <i>Release <math>N_2</math></i> Membuat gas <math>N_2</math> ke atmosfer dilanjutkan dengan mensuplai <i>feed fuel gas</i> pada sistem pembakar</li> </ul>	<p><i>Checking</i> dilakukan secara manual oleh operator. <i>Pressure test</i> sebesar 3.5kg/cm<sup>2</sup>. <i>Checking</i> gas <math>N_2</math> dilepas ke atmosfer melalui <i>vent</i></p>
2	<p><i>Shut Down</i></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- <i>Trip shut down</i> <i>Trip shutdown</i> 101BBS terjadi karena sistem <i>interlock</i> SIS I 101BBS akibat indikasi dari pressure switch <i>low</i> atau <i>high, high high</i></li> <li>- <i>Shutdown terencana</i> Feed gas metana dari 144-F dihentikan secara <i>manual valve</i> oleh operator. Gas yang tersisa pada <i>line</i> dibakar hingga habis dan 101BBS tidak melakukan pembakaran lagi.</li> </ul>	

#### 4.5 Analisis Perhitungan SIL dengan metode FTA

Perhitungan SIL pada sistem SIS superheat burner menggunakan nilai PFD yang didapat dari data maintenance dilakukan perhitungan seperti pada persamaan (2.2) untuk

mendapatkan nilai *failure rate* seperti pada tabel 4.10 dibawah. Untuk *pressure switch*, PLC dan *solenoid valve* XY1240 XY1245 menggunakan data *failure rate* dari buku OREDA 2002 karena keterbatasan data *maintanance* instrumen tersebut. Tabel 4.10 merupakan *data maintanance* untuk instrumen XV1240. *Failure rate* dihitung menggunakan persamaan 2.2 untuk mendapatkan PFD 1oo2 XV 1240 menggunakan persamaan 2.4. Untuk perhitungan *failure rate* komponen lain terdapat pada lampiran E.

**Tabel 4.10** Perhitungan TTF instrumen XV1240

<i>Object ID</i>	<i>Planned Start</i>	<i>Planned Completion</i>	<i>Work Done</i>	<i>TTF (hrs)</i>
01XV1240	11/7/2005	18/07/2005	<i>Service</i>	0
01XV1240	1/5/2012	10/5/2012	<i>REPAIR CTUATOR XV-1240 A/B</i>	59448
01XV1240	16/11/2015	23/11/2015	Overrhaul sesuai IK-43-3008	31008

$$MTTF = \frac{59448 + 31008}{2}$$

$$MTTF = 45288$$

$$\lambda = \frac{1}{45288}$$

$$\lambda = 2.211 \times 10^{-5}$$

$$PFD_{1oo2} = \frac{(2.211 \times 10^{-5})^2 \times (8760)^2}{3}$$

$$PFD_{1oo2} = 1.250 \times 10^{-2} \text{ (SIL 1)}$$

Sehingga didapatkan PFD dari seluruh komponen penyusun SIS *superheat burner* dapat dilihat pada tabel 4.11

**Tabel 4.11** Nilai *failure rate* & PFD kompone *Superheat Burner*

NO	Instrumen	<i>Failure Rate</i>	PFD	SIL
1	<i>Pressure Switch</i>			
	– PSHH	$2.00 \times 10^{-6}$	$8.76 \times 10^{-3}$	2
	– PSL	$2.00 \times 10^{-6}$	$8.76 \times 10^{-3}$	2
	– PSL	$2.00 \times 10^{-6}$	$8.76 \times 10^{-3}$	2

NO	Instrumen	Failure Rate	PFD	SIL
	– PSHH	$2.00 \times 10^{-6}$	$8.76 \times 10^{-3}$	2
	– PSL	$2.00 \times 10^{-6}$	$8.76 \times 10^{-3}$	2
	– PSL	$2.00 \times 10^{-6}$	$8.76 \times 10^{-3}$	2
2	PLC Safety Manager		$1.43 \times 10^{-4}$	3
	<i>Final Element</i>			
	– XY1240	$4.800 \times 10^{-7}$	$2.102 \times 10^{-3}$	2
	– XV1240	$2.211 \times 10^{-5}$	$1.250 \times 10^{-2}$	1
3	– XY1245	$4.800 \times 10^{-7}$	$2.102 \times 10^{-3}$	2
	– XV1245	$2.162 \times 10^{-5}$	$1.195 \times 10^{-2}$	1
	– XV1241	$2.163 \times 10^{-5}$	$1.196 \times 10^{-2}$	1
	– XV1246	$2.163 \times 10^{-5}$	$1.196 \times 10^{-2}$	1

Dengan menggunakan metode FTA, maka perhitungan SIL didasari pada logika konfigurasi sistem SIS superheat burner. Serta memperhatikan nilai masing-masing PFD dari komponen. FTA pada gambar 4.7 ini merupakan SIS yang diterapkan pada plant *superheat burner*. Pengamanan dilakukan pada dua line masukan gas metana sebagai bahan bakar serta satu line lagi sebagai *purge & checking gas line* yang digunakan saat *start up* sistem *burner*. *Purge & checking gas line* merupakan jalur pipa untuk cek kebocoran dan *flushing* sisa gas sebelum dilakukan *start up* sistem yang diperjelas pada tabel 4.9 mengenai prosedur *burner*. Diagram FTA dari *superheat burner* seperti yang tergambar pada gambar 4.7 di bawah ini.

Melalui analisis FTA diatas didapatkan perhitungan nilai SIL dari *superheat burner* berikut.

$$PFDsb = PFD_{fuel\ gas} \cup PFD_{check\ purge\ gas}$$

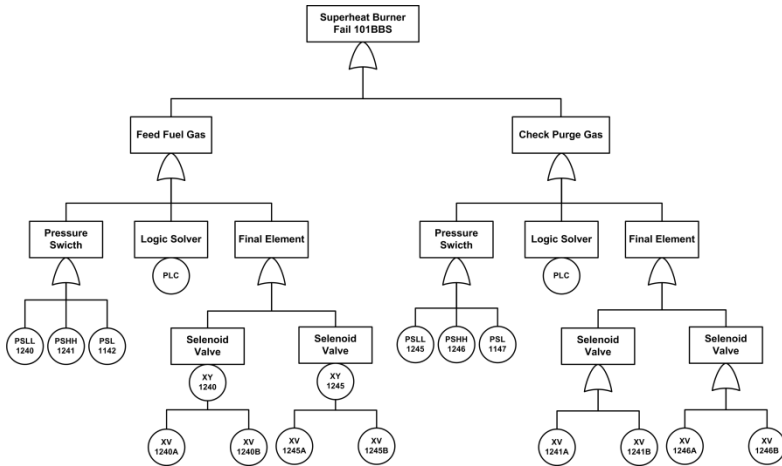
$$PFDsb = (PFDs \cup PFDl \cup PFDfe) \cup (PFDs \cup PFDl \cup PFDfe)$$

$$PFDsb = (PFDs \cup PFDl \cup PFDfe) \cup (PFDs \cup PFDl \cup PFDfe)$$

$$PFDsb = \left( \left( (8.760 \times 10^{-3} \times 3) + 0.000143 + (1.250 \times 10^{-2} + 1.195 \times 10^{-2}) \right) + (8.76 \times 10^{-3} \times 3) + 0.000143 + (1.196 \times 10^{-2} + 1.196 \times 10^{-2}) \right)$$

$$PFD_{sb} = 2.45 \times 10^{-2} + 2.38 \times 10^{-2}$$

$$PFD_{sb} = 4.83 \times 10^{-2} \text{ (SIL 1)}$$



**Gambar 4.8** FTA *Superheat Burner*

#### 4.6 Peningkatan SIL

Melalui gambar 4.7 dapat dihitung PFD dari sistem SIS *superheat burner* untuk mendapat nilai SIL sistem. Moon channel konfigurasi SIS dapat dilakukan dengan kombinasi antara sensing element (*pressure switch*) dan final element (*valve*) dengan PFD di tabel 4.12 dan tabel 4.13 serta SIL kombinasi SIS pada tabel 4.14 dan tabrl 4.15.

**Tabel 4.12** Nilai PFD dan SIL *Pressure Switich*

Konfigurasi	PFD <i>Pressure Switich</i>	SIL
	$\lambda$ 0.000002	
1001	$8.760 \times 10^{-3}$	2
1002	$7.674 \times 10^{-5}$	4
1003	$6.722 \times 10^{-7}$	4

Perhitungan PFD dari pressure switch menggunakan data *failure rate* dari buku Oreda 2002 karena *data maintenance* menunjukkan belum adanya kegagalan sejak *plant ammonia* didirikan 20 tahun yang lalu. Sehingga untuk saat ini *pressure switch* disusun secara seri dan memiliki nilai SIL 2. Sedangkan untuk konfigurasi 1oo2 bernilai SIL 3, dan 1oo3 bernilai SIL 4.

**Tabel 4.13** Nilai PFD dan SIL *Final Element* ESDV

Konfi gurasi	PFD <i>Final element</i>					
	XV1240	XV1245	XV1241	XV1246	XY1240	XY1245
	$\lambda \quad 2.21 \times 10^{-5}$	$\lambda \quad 2.16 \times 10^{-5}$	$\lambda \quad 2.16 \times 10^{-5}$	$\lambda \quad 2.16 \times 10^{-5}$	$\lambda \quad 4.80 \times 10^{-7}$	$\lambda \quad 4.80 \times 10^{-7}$
1oo1	$9.684 \times 10^{-2}$	$9.468 \times 10^{-2}$	$9.474 \times 10^{-2}$	$9.474 \times 10^{-2}$	$2.102 \times 10^{-3}$	$2.102 \times 10^{-3}$
1oo2	$1.250 \times 10^{-2}$	$1.195 \times 10^{-2}$	$1.197 \times 10^{-2}$	$1.197 \times 10^{-2}$	$5.893 \times 10^{-6}$	$5.893 \times 10^{-6}$
1oo3	$1.816 \times 10^{-3}$	$1.698 \times 10^{-3}$	$1.701 \times 10^{-3}$	$1.701 \times 10^{-3}$	$1.859 \times 10^{-8}$	$1.859 \times 10^{-8}$
2oo2	$1.937 \times 10^{-1}$	$1.894 \times 10^{-1}$	$1.895 \times 10^{-1}$	$1.895 \times 10^{-1}$	$4.205 \times 10^{-3}$	$4.205 \times 10^{-3}$
2oo3	$3.751 \times 10^{-2}$	$3.586 \times 10^{-2}$	$3.590 \times 10^{-2}$	$3.590 \times 10^{-2}$	$1.768 \times 10^{-5}$	$1.768 \times 10^{-5}$
2oo4	$7.266 \times 10^{-3}$	$6.790 \times 10^{-3}$	$6.803 \times 10^{-3}$	$6.803 \times 10^{-3}$	$7.434 \times 10^{-8}$	$7.434 \times 10^{-8}$

PFD *final element* pada tabel 4.13 dihitung berdasarkan konfigurasi dari final element menggunakan persamaan 2.3 untuk konfigurasi 1oo1; persamaan 2.4 untuk konfigurasi 1oo2; persamaan 2.5 untuk konfigurasi 1oo3; persamaan 2.5 untuk konfigurasi 2oo2; persamaan 2.7 untuk konfigurasi 2oo3; persamaan 2.8 untuk konfigurasi 2oo4. *Final element* pada SIS *superheat burner* yang terdiri dari ESDV pada dua line *feed fuel gas* dan satu line *check purge gas*. Keseluruhan ESDV memiliki nilai SIL *existing* SIL 1. Sehingga untuk mencapai diperlukan modifikasi terhadap konfigurasi ESDV. Dari tabel 4.14 tertulis SIL 2 dapat dicapai dengan konfigurasi 1oo3 atau 2oo4. Setelah didapatkan nilai PFD dan SIL dari macam-macam konfigurasi dilakukan kombinasi antara *sensing element* dan *final element* pada tabel 4.13 berikut. PFD sistem dihitung menggunakan persamaan 2.9 dengan menjumlahkan PFD seluruh komponen penyusun SIS diantaranya *sensing element*, *logic solver*, *final element*.

**Tabel 4.14** Nilai SIL kombinasi SIS *Fuel Gas Line*

NO	Sensing Element		SIL Logic Solver PLC	Final Element				SIL SIS
				ESDV		Solenoid Valve		
	Konfig urasi	SIL		Konfigurasi	SIL	Konfigurasi	SIL	
1	1001	2	3	1003	2	1001	2	2
2	1001	2	3	2002	0	1002	4	0
3	1001	2	3	2003	1	1003	4	1
4	1001	2	3	2004	2	2002	2	2
5	1002	4	3	1003	2	1001	2	2
6	1002	4	3	2002	0	1002	4	0
7	1002	4	3	2003	1	1003	4	1
8	1002	4	3	2004	2	2002	2	2
9	1003	4	3	1003	2	1001	2	2
10	1003	4	3	2002	0	1002	4	0
11	1003	4	3	2003	1	1003	4	1
12	1003	4	3	2004	2	2002	2	2

Tabel 4.14 diatas menunjukkan konfigurasi pada line *fuel gas* dimana terdapat dua percabangan pipa serta masing-masing line pipa memiliki *final element* berupa *control valve* yang terpasang langsung pada pipa gas. Dan terdapat satu *solenoid valve* yang memberikan sinyal *pneumatic* pada *control valve*. PFD SIS nomer 5 dihitung pada perhitungan dibawah ini.

$$PFD_{sb} = PFD_{fuel\ gas}$$

$$PFD_{sb} = (PFD_s \cup PFD_l \cup PFD_{fe})$$

$$\begin{aligned}
 PFD_{sb} = & ((7.674 \times 10^{-5} \times 3) + 1.43 \times 10^{-4} \\
 & + (1.816 \times 10^{-3} + 1.698 \times 10^{-3} + 2.102 \times 10^{-3} \\
 & + 2.102 \times 10^{-3}))
 \end{aligned}$$

$$PFD_{sb} = 0.0081 \text{ (SIL 2)}$$

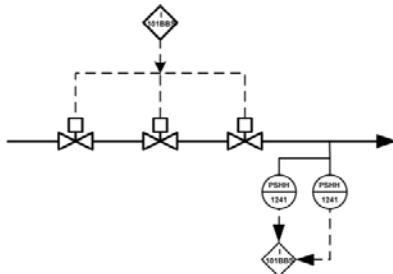
**Tabel 4.15** Nilai SIL kombinasi SIS *Purge Check Line*

NO	Sensing Element		SIL Logic Solver PLC	SIL		SIL SIS
				Solenoid Valve		
	Konfigurasi	SIL		Konfigurasi	SIL	
1	1oo1	2	3	1oo3	2	2
2	1oo1	2	3	2oo2	0	0
3	1oo1	2	3	2oo3	1	1
4	1oo1	2	3	2oo4	2	2
5	1oo2	4	3	1oo3	2	2
6	1oo2	4	3	2oo2	0	0
7	1oo2	4	3	2oo3	1	1
8	1oo2	4	3	2oo4	2	2
9	1oo3	4	3	1oo3	2	2
10	1oo3	4	3	2oo2	0	0
11	1oo3	4	3	2oo3	1	1
12	1oo3	4	3	2oo4	2	2

Untuk tabel 4.15 menunjukkan macam-macam kombinasi SIS SIL pada *line* pipa *check purge gas*. Untuk kombinasi SIS tabel 4.14 dan 4.15 dapat dilihat pada lampiran G.

Berdasarkan peningkatan SIL dengan sistem *voting* Moon target SIL 2 dapat dicapai dengan kombinasi antara *sensing element switch*) dan *final element (ESDV)* pada tabel 4.14 dan 4.15. Untuk perhitungan PFD SIL SIS tabel 4.15 dapat disimak pada lampiran C.

Dari kedua tabel diatas dipilih kombinasi nomor 1, 4, 5, 8, 9, dan dijabarkan perbandingan SIL sistem keseluruhan pada lampiran C. Dari perbandingan perhitungan beberapa kombinasi SIS sistem didapatkan sistem yang mencapai SIL 2 oleh kombinasi nomor 5 dengan PFD 0.0099. Kombinasi nomor 5 tersusun atas *sensing element* 1oo2, ESDV 1oo3 (XV1241-1246) dan *solenoid valve* 1oo1 (XY1240 dan 1245) sehingga membutuhkan tambahan 2 *control valve* pada *line fuel gas* dan 2 *solenoid valve* pada *line check purge gas* serta penambahan satu *pressure switch* untuk setiap fungsi *switch* (PSHH, PSL, PSLL)



**Gambar 4.10 P&ID SIS *Superheat Burner***



Melalui kombinasi konfigurasi SIS nomer 5 menggunakan metode FTA gambar 4.10 didapatkan perhitungan nilai SIL dari *superheat burner* berikut.

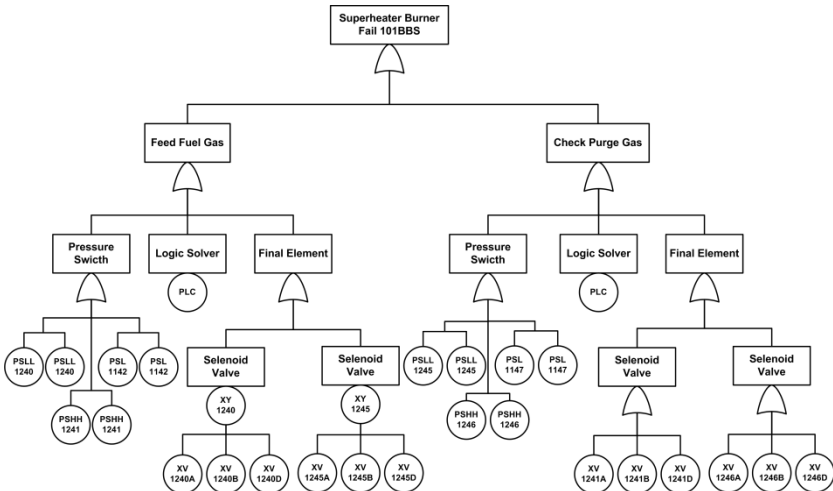
$$PFDsb = PFDfuel\ gas \cup PFD\ check\ purge\ gas$$

$$PFDsb = (PFDs \cup PFDplc \cup PFDfe) \cup (PFDps \cup PFDplc \cup PFDfe)$$

$$PFDsb = (PFDs \cup PFDplc \cup PFDfe) \cup (PFDps \cup PFDplc \cup PFDfe)$$

$$PFDsb = ((7.674 \times 10^{-5} \times 3) + 1.43 \times 10^{-4} + (1.816 \times 10^{-3} + 1.698 \times 10^{-3} + 2.102 \times 10^{-3} + 2.102 \times 10^{-3})) + ((7.674 \times 10^{-5} \times 3) + 1.43 \times 10^{-4} + (1.701 \times 10^{-3} + 1.701 \times 10^{-3}))$$

$$PFDsb = 0.0099 \text{ (SIL 2)}$$



**Gambar 4.11** FTA *Superheat Burner* peningkatan SIL

## **BAB V**

### **KESIMPULAN DAN SARAN**

#### **5.1 Kesimpulan**

Berdasarkan penelitian yang telah dilakukan, maka diperoleh kesimpulan sebagai berikut:

- a. Berdasarkan analisis bahaya dengan HAZOP diketahui komponen PT-1018 dan TT-1005 memiliki *risk ranking* 20 yang tergolong dalam kategori *high risk*. Sedangkan komponen PT-1013, TT-1020 termasuk dalam kategori *moderate*, dan komponen lainnya masuk kategori *low risk*. Sehingga perlu untuk menurunkan risiko tersebut dengan mendesain ulang SIS untuk meningkatkan SIL sistem.
- b. Hasil perhitungan SIL sistem *Superheat burner existing* memiliki nilai SIL sebesar 1 dengan PFD sebesar 0.0483 dengan komponen *final element* ESDV yang memiliki nilai PFD lebih besar dibandingkan dengan komponen lain.
- c. Peningkatan SIL melalui desain ulang SIS sistem *superheat burner* tercapai pada SIL 2 dengan PFD 0.0099 dengan menambah instalasi 2 buah ESDV dipasang pada masing masing *line feed fuel gas* dan *line purge check gas* serta penambahan satu *pressure switch* untuk setiap fungsi *switch* (PSHH, PSL, PSLI).

#### **5.2 Saran**

Dalam rangka pengembangan penelitian, saran yang perlu disampaikan dalam Laporan Tugas Akhir ini adalah:

- a. Dikembangkan penelitian untuk pengendalian *ratio* pada *superheat burner* 101BBS.
- b. Rekomendasi dari HAZOP dan peningkatan SIL dapat diaplikasikan pada *node* 101BBS sebagai upaya peningkatan keamanan *node superheat burner* dan keandalan instrumen.

# LAMPIRAN A

## HAZOP Node superheat burner

NO	Component	Description	Guide word	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	L	C	RR	Recommendation
1	TT1005	Temperature Tranmitter	High	High Temperature	More flow of feed fuel gas on superheat burner	Overpressure, potentially cause leaking on tube and blown in burner	Control valve TV1005 High pressure alarm PAH1141 Interlock 101BBS with PSHH1241 actuating Control Valve XV1241A & XV1241B	4	5	H20	Calibrate for time period Preventive maintenance. Redesign SIS burner
			Low	Low Temperature	Less flow of feed fuel gas on superheat burner	Bad steam quality, steam cannot reach the design temperature	Control valve TV1005 Low Pressure alarm PAL1140 Interlock 101BBS with PSL1241 actuating Control Valve XV1241A & XV1241B	4	5	H20	Preventive maintainance Calibrate for time period Redesign SIS burner
2	PT1018	Pressure Transmitter	High	High Pressure	Burning temperature in superheater too high	Overpressure Cause leaking or mechanichal damaged for steam pipe, 101-C, 102-C	Control valve PV1018A & PV1018B failsafe in fail open state	4	5	H20	Prenventive maintance Overhaull every turn around
			Low	Low Pressure	Less steam flow & Burning temperature in seperheater too low	Poor steam quality	Control valve PV1018A & PV1018B failsafe in fail open state	4	5	H20	Prenventive maintance Overhaull every turn around
3	PT1013	Pressure Transmitter	High	High Pressure	Burning temperature in superheater too high	Overpressure cause mechanical damaged for steam pipe line	PAH alarm high indicator Control valve PV1013 failsafe in fail close state	3	2	M6	Calibrate for time period
			Low	Low Pressure	Less steam product from Primary Reformer 101-B	Less steam distributed to ammonia system unbalance	Control valve PV1013 failsafe in fail close state	3	2	M6	Give alarms system for indicating an PAL
4	TT1020	Temperature Tranmitter	High	High Temperature	Less water flow from 104J/JA into desuperheater	Pressure increase	TAH alarm high indicator Control valve PV1020 failsafe in fail close state	2	3	M6	Calibrate & preventive maintenance for time period

NO	Component	Description	Guide word	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	L	C	RR	Recommendation
			Low	Low Temperature	More water flow from 104J/JA into desuperheater	Bad steam quality for medium steam distribution	Control valve PV1020 failsafe in fail close state	2	3	M6	Give alarms TAL for indicating Calibrate & preventive maintenance
5	FI1031	Flow Transmitter	More	More Flow	More flow from gas service	Pipe overpressure May be cause a pre-ignition on pipe Superheat burner overheat, potentially explosion on superheat burner	PSHH 1241, PSH 1141, and PAH Safety system actuating interlock I 101BBS to cut off gas flow	2	3	M6	Calibrate & preventive maintenance for time period
			Less	Less Flow	Lacking on gas pipe	Superheat burner cannot reach design temperature, poor steam quality	PSL1142. PSL1140, Alarm on DCS PAL 1140, Safety system actuating interlock I 101BBS to cut off gas flow	2	3	M6	Calibrate & preventive maintenance for time period
6	TI1336	Temperature Transmitter	High	High Temperature	Flow process gas too high	Steam temperature inlet superheat burner too high	Loop temperature contol TT-1005	1	2	L2	Check and scheduling service
			Low	Low Temperature	Low flow of process gas	Cannot reach steam temperature design.	Loop temperature contol TT-1006	1	2	L2	Check and scheduling service
7	TV-1005	Control Valve	Open	Fail to open	System control fail no signal control	No gas flow into burner	Line by pass Pressurse regulator valve	1	3	L3	Check and scheduling service
8	PV-1018	Control Valve	Close	Fail to close	System control fail no signal control	Flow process gas too high High steam temperature from 102C, overpressure steam inlet primary reformer	Line by pass hand valve manually operated	1	3	L3	Check and scheduling service
9	PV-1013	Control Valve	Open	Fail to open	System control fail no signal control	Cannot distribute MP steam	Line by pass with hand valve manually operated	1	2	L2	Check and scheduling service
10	TV-1020	Control Valve	Open	Fail to open	System control fail no signal control	Steam quality for MP distribution devreasing	Line by pass valve manually hand operated	1	2	L2	Check and scheduling service

LAMPIRAN B

Data Process TT-1005

Day	Hours																							
	00.00	01.00	02.00	03.00	04.00	05.00	06.00	07.00	08.00	09.00	10.00	11.00	12.00	13.00	14.00	15.00	16.00	17.00	18.00	19.00	20.00	21.00	22.00	23.00
1	492.05	508.49	492.05	506.82	507.47	507.95	508.26	508.88	509.38	514.59	513.92	514.91	514.00	512.03	515.74	514.00	514.58	515.15	515.38	515.43	515.10	514.91	515.52	514.97
2	515.18	514.83	516.17	515.14	514.73	514.15	513.96	513.95	515.12	515.09	514.92	514.91	515.05	515.08	514.83	515.20	514.83	515.03	515.06	515.05	515.09	514.98	515.01	514.92
3	515.09	515.27	514.79	514.83	515.16	514.94	515.23	514.83	514.76	515.11	514.76	514.99	514.95	514.82	514.84	515.08	515.13	515.09	515.06	515.05	515.08	514.97	515.22	514.82
4	514.93	515.04	515.01	515.24	514.72	514.95	514.98	515.02	514.53	515.01	515.46	515.01	514.94	515.12	514.83	514.94	515.05	515.11	515.11	515.15	514.92	515.07	515.00	515.10
5	514.93	515.02	514.85	515.43	514.73	514.94	515.00	515.21	514.92	515.11	514.96	515.00	514.80	515.11	515.03	514.84	515.03	515.02	515.01	514.93	514.98	514.90	515.09	515.02
6	515.06	515.06	515.09	514.88	514.99	515.08	514.96	515.02	515.15	514.85	514.87	515.24	514.99	514.83	514.69	515.15	515.01	515.26	514.95	514.85	515.01	515.06	515.02	514.99
7	515.07	514.98	515.06	514.98	514.93	514.96	515.08	515.05	515.05	515.06	514.87	514.97	515.15	514.75	514.99	515.00	515.10	514.85	515.10	515.00	514.95	515.11	514.97	515.04
8	515.02	514.95	515.01	515.09	514.95	514.94	515.08	515.05	515.16	514.77	514.98	515.05	514.88	514.95	515.21	514.83	515.11	514.81	514.95	515.03	515.03	515.09	514.97	515.08
9	515.02	514.99	514.96	515.05	514.94	515.11	514.85	515.30	514.93	514.99	514.85	515.03	514.95	515.02	514.91	514.99	515.06	514.89	515.00	515.02	515.13	515.02	515.03	514.97
10	514.97	514.99	515.16	514.95	515.02	515.01	514.98	514.91	515.04	515.02	515.19	515.01	515.07	514.84	514.71	515.00	515.13	515.00	515.07	514.82	514.31	515.15	515.01	514.86
11	514.91	515.05	515.01	515.04	515.16	514.85	514.84	515.15	515.01	515.02	514.73	514.89	515.16	514.65	514.89	515.33	514.88	515.62	516.02	515.98	516.12	516.24	515.60	516.25
12	515.54	514.89	515.15	514.74	515.26	514.96	514.88	514.99	515.19	514.84	514.99	514.99	515.21	515.10	514.79	514.83	515.03	514.96	514.99	514.95	514.92	515.05	515.09	515.04
13	515.09	515.13	514.91	514.89	515.20	514.95	514.93	515.04	515.01	515.01	515.04	514.73	515.08	514.96	515.23	514.56	515.14	514.94	515.15	515.11	514.96	515.10	515.02	515.00
14	515.07	514.89	515.16	514.90	515.11	514.91	515.01	514.90	515.04	515.11	514.84	514.92	515.02	515.13	514.90	514.84	515.09	515.18	514.93	515.11	515.00	514.96	514.92	515.14
15	514.92	514.94	515.08	515.01	515.04	514.92	514.93	515.16	515.02	515.00	514.83	515.09	514.91	515.14	514.83	514.95	515.06	515.14	514.97	515.06	515.11	514.88	515.10	514.90
16	514.95	515.22	514.87	515.19	514.78	515.11	514.84	515.83	516.79	516.52	516.30	516.67	516.46	516.56	516.37	516.69	515.88	515.48	515.35	515.63	515.52	515.36	515.50	515.64
17	515.46	515.53	515.61	515.55	515.45	515.52	515.47	515.71	515.93	516.13	515.99	516.14	516.09	515.89	515.83	515.85	516.08	516.20	515.87	515.94	515.93	515.81	515.65	515.42
18	515.54	515.41	515.63	515.29	515.66	515.51	515.38	515.68	515.51	515.47	515.51	515.28	515.43	515.77	515.38	515.46	515.63	515.49	515.51	515.37	515.45	515.45	515.56	515.52
19	515.42	515.50	515.62	515.49	515.52	515.52	515.47	515.42	515.54	515.62	515.46	515.49	515.53	515.71	515.35	515.42	515.68	515.56	515.27	515.74	515.24	515.53	515.70	515.39
20	515.44	515.59	515.43	515.45	515.51	515.61	515.38	515.60	515.42	515.53	515.68	515.30	515.73	515.48	515.28	515.37	515.74	515.37	515.44	515.38	515.76	515.57	515.30	515.52
21	515.63	515.50	515.44	515.46	515.48	515.57	515.62	515.61	515.50	515.35	515.49	515.41	515.66	515.42	515.41	515.41	515.58	515.67	515.44	515.48	515.52	515.50	515.59	515.38
22	515.59	515.47	515.56	515.48	515.38	515.61	515.34	515.57	515.56	515.55	515.53	515.38	515.42	515.59	515.57	515.39	515.59	515.58	515.56	515.50	515.52	515.37	515.47	515.43
23	515.57	515.56	515.39	515.43	515.57	515.39	515.70	515.40	515.58	515.44	515.69	515.41	515.66	515.50	515.42	515.62	515.58	515.30	515.43	515.64	515.37	515.62	515.40	515.72
24	515.46	515.42	515.39	515.54	515.50	515.57	515.47	515.58	515.38	515.55	515.43	515.82	515.21	515.56	515.36	515.33	515.54	515.46	515.73	515.39	515.42	515.56	515.69	515.61
25	515.32	515.56	515.55	515.46	515.38	515.47	515.76	515.46	515.42	515.54	515.50	515.53	515.44	515.31	515.79	515.41	515.44	515.38	515.56	515.42	515.67	515.43	515.52	515.48
26	515.56	515.51	515.44	515.51	515.35	515.65	515.37	515.61	515.57	515.70	515.56	515.52	514.30	515.68	515.37	515.57	515.45	515.46	515.38	515.68	515.44	515.40	515.55	515.66
27	515.52	515.49	515.49	515.73	515.44	515.50	515.47	515.38	515.60	515.38	515.70	515.46	515.35	515.74	515.56	515.23	515.74	515.34	515.44	515.31	515.56	515.50	515.61	515.54
28	515.40	515.68	515.34	515.50	515.68	515.36	515.56	515.55	515.53	515.46	515.62	515.48	515.35	515.41	515.52	515.45	515.41	515.47	515.84	515.32	515.59	515.53	515.38	515.50

Data Process PT-1018

Day	Hours																							
	00.00	01.00	02.00	03.00	04.00	05.00	06.00	07.00	08.00	09.00	10.00	11.00	12.00	13.00	14.00	15.00	16.00	17.00	18.00	19.00	20.00	21.00	22.00	23.00
1	117.01	117.01	116.99	117.90	117.99	117.98	117.98	118.02	118.00	118.00	119.51	120.60	120.60	120.60	120.60	120.61	120.59	120.60	120.60	120.60	120.60	120.60	120.59	119.99
2	120.00	120.01	119.99	120.00	120.01	119.99	119.99	120.00	120.00	119.99	120.00	119.89	120.02	120.00	119.86	119.08	119.82	120.00	120.00	119.66	118.99	119.17	120.00	120.00
3	120.00	120.00	120.00	120.00	119.85	119.58	119.58	120.00	119.60	119.99	120.00	119.67	119.85	120.00	120.00	119.99	120.00	120.00	119.97	119.84	119.59	119.45	119.54	119.48
4	119.08	118.95	118.62	119.31	117.73	118.84	118.84	118.35	119.10	118.01	119.51	119.28	118.64	119.25	119.52	119.50	119.50	119.50	119.50	118.82	119.39	119.30	118.92	119.50
5	119.49	118.85	117.46	118.97	118.00	118.11	118.11	117.38	117.14	117.79	117.93	117.87	118.40	118.36	118.40	118.40	118.40	118.40	118.40	118.39	118.38	118.40	118.40	118.29
6	118.39	118.40	118.40	118.40	118.38	118.70	118.70	118.43	118.45	118.46	118.45	118.46	118.44	118.53	118.50	118.50	118.50	118.19	118.19	118.45	118.53	118.10	118.41	117.82
7	118.11	118.50	118.48	118.48	118.51	118.50	118.50	118.50	118.45	117.94	118.18	118.52	118.37	117.85	118.41	118.51	118.50	118.36	118.50	118.50	118.50	118.35	118.43	118.73
8	118.66	119.00	119.01	119.00	119.00	119.00	119.00	118.94	117.42	117.93	117.81	118.87	118.59	119.07	118.91	118.97	118.97	119.00	119.00	118.99	119.01	119.00	119.00	119.00
9	119.00	119.00	117.85	118.57	118.65	118.49	118.49	118.16	118.72	118.90	118.32	118.65	118.82	119.04	119.03	119.03	119.04	119.03	119.04	119.07	118.98	118.66	119.01	119.00
10	119.00	118.58	119.00	119.00	119.00	118.71	118.71	118.31	118.96	118.86	119.02	118.87	119.01	118.99	118.95	118.81	119.00	118.93	118.99	118.96	117.42	119.01	119.00	118.83
11	118.26	119.99	119.97	119.91	119.41	119.61	119.61	119.67	120.02	119.27	117.53	119.21	118.74	119.75	119.80	119.96	119.24	118.98	118.81	118.99	118.99	119.00	119.00	118.94
12	118.70	119.35	119.82	119.81	117.89	118.59	118.59	118.69	119.44	119.02	119.02	119.06	118.98	118.71	119.00	118.93	119.00	118.99	118.98	118.99	118.95	119.01	118.98	118.92
13	118.27	118.44	118.77	118.69	118.70	118.77	118.77	118.56	118.83	119.01	118.98	118.97	119.41	120.00	119.88	119.33	120.02	120.02	119.98	119.93	118.00	118.98	119.02	119.00
14	118.98	119.00	119.00	119.00	118.82	118.99	118.99	118.77	119.50	120.00	120.00	120.00	120.00	119.79	119.48	119.92	119.24	119.99	120.00	119.99	120.00	119.94	119.04	119.29
15	119.41	119.56	119.56	119.56	119.31	118.96	118.96	118.75	118.02	118.42	118.84	118.76	118.54	118.70	118.96	118.98	119.19	119.41	119.40	119.24	118.28	118.64	119.00	118.99
16	118.59	118.41	118.39	118.40	118.40	118.38	118.38	119.05	119.41	119.39	119.40	119.40	119.41	119.39	119.16	118.97	119.00	119.00	119.01	119.00	119.00	119.00	119.00	118.61
17	118.86	119.00	118.98	118.88	118.99	119.00	119.00	119.01	118.99	119.00	119.00	119.00	119.00	119.00	119.00	119.00	118.78	118.95	119.00	119.00	118.99	119.00	119.00	119.00
18	119.00	118.99	119.01	118.98	119.00	118.94	118.94	118.56	118.75	119.05	118.99	118.99	119.00	118.97	119.00	118.99	119.01	118.92	118.95	119.01	119.00	119.00	119.00	119.00
19	119.00	119.00	119.00	118.99	119.00	119.00	119.00	119.00	119.03	118.99	118.86	118.70	118.73	118.39	118.76	119.56	119.55	119.49	119.49	119.16	119.51	119.50	119.50	119.49
20	119.46	117.99	119.41	118.07	117.44	118.93	118.93	118.61	118.88	119.00	119.00	119.00	119.00	119.00	119.00	119.00	119.00	119.00	119.00	119.01	118.99	118.48	119.03	119.00
21	118.99	118.83	118.68	119.02	119.00	119.00	119.00	118.59	119.02	119.00	118.95	119.00	118.90	118.87	119.00	119.01	119.00	118.98	118.67	118.98	118.95	119.03	119.00	118.88
22	119.00	119.01	118.99	119.00	119.00	119.00	119.00	119.00	118.98	118.85	118.77	118.91	119.01	118.99	119.00	119.00	119.00	118.42	118.82	118.94	118.98	119.02	118.95	119.00
23	119.00	119.00	119.00	118.88	119.01	119.00	119.00	119.00	118.85	118.33	118.55	118.63	118.58	118.71	118.67	118.77	118.89	118.99	118.96	119.01	119.00	119.00	118.86	119.05
24	118.64	118.53	119.01	119.04	119.04	119.04	119.04	119.04	119.04	119.00	119.04	119.05	119.04	119.05	119.03	119.04	119.06	118.95	118.71	119.03	119.06	118.99	118.83	118.93
25	119.07	119.05	119.05	119.05	119.05	119.04	119.04	119.05	119.04	119.05	119.05	119.02	118.74	119.04	119.05	118.95	118.80	118.98	118.96	119.07	118.45	118.52	119.05	119.04
26	119.05	119.05	119.05	119.05	119.04	119.04	119.04	119.03	119.04	119.06	119.04	119.03	118.40	118.09	119.04	119.04	119.05	119.05	119.04	119.05	119.06	119.04	119.05	119.04
27	119.05	119.04	119.05	118.99	119.02	118.96	118.96	119.06	119.04	119.05	118.97	119.03	118.61	119.03	118.55	119.05	119.05	119.05	119.05	119.05	119.05	119.05	119.05	119.04
28	119.05	119.05	119.05	119.05	118.98	118.99	118.99	118.97	119.05	119.04	119.04	119.05	119.05	119.04	117.94	117.72	119.05	119.05	118.49	118.88	118.24	118.46	119.05	119.04

## Data Process PT-1013

Day	Hours																							
	00.00	01.00	02.00	03.00	04.00	05.00	06.00	07.00	08.00	09.00	10.00	11.00	12.00	13.00	14.00	15.00	16.00	17.00	18.00	19.00	20.00	21.00	22.00	23.00
1	42.51	42.55	42.51	42.35	42.35	42.15	42.25	42.42	42.28	42.31	42.39	42.26	42.37	42.14	42.16	42.19	41.99	42.25	42.11	42.12	42.21	42.25	42.42	42.37
2	42.26	42.45	42.26	42.30	42.35	42.25	42.42	42.16	42.27	42.40	42.33	42.36	42.38	42.40	42.33	42.27	42.29	42.37	42.37	42.32	42.38	42.32	42.40	42.35
3	42.36	42.25	42.18	42.39	42.33	42.36	42.26	42.30	42.21	42.09	42.23	42.23	42.25	42.21	42.18	42.16	42.16	42.22	42.27	42.18	42.33	42.29	42.17	42.31
4	42.38	42.18	42.19	42.30	42.36	42.06	42.36	42.37	42.24	42.23	42.27	42.28	42.02	41.93	42.00	42.08	42.12	42.01	42.20	42.30	42.21	42.26	41.98	42.08
5	42.24	42.23	42.34	42.10	42.26	42.26	42.34	42.28	42.19	42.17	42.11	42.18	41.99	42.06	42.00	41.95	41.98	42.17	42.26	42.33	42.26	42.36	42.36	42.37
6	42.30	42.34	42.36	42.34	42.33	42.34	42.36	42.32	42.19	42.23	42.29	42.30	42.19	41.98	42.33	42.25	42.33	42.31	42.34	42.38	42.32	42.35	42.37	42.34
7	42.09	42.23	42.22	42.20	42.27	42.25	42.31	42.30	42.34	42.19	42.22	42.34	42.28	42.28	42.27	42.32	42.21	42.23	42.14	42.03	42.05	42.38	42.28	42.25
8	42.29	42.27	42.30	42.29	42.32	42.28	42.35	42.25	42.30	42.28	42.31	42.29	42.32	42.32	42.33	42.25	42.27	42.30	42.36	42.35	42.34	42.25	42.16	42.25
9	42.30	42.33	42.37	42.30	42.31	42.33	42.22	42.28	42.12	42.17	42.15	42.23	42.19	42.31	42.29	42.31	42.32	42.35	42.36	42.35	42.30	42.26	42.30	42.36
10	42.34	42.33	42.24	42.27	42.25	42.18	42.35	42.34	42.33	42.30	42.23	42.14	42.17	42.29	42.37	42.32	42.30	42.33	42.27	42.32	42.32	42.29	42.32	42.36
11	42.27	42.17	42.37	42.29	42.30	42.31	42.33	42.25	42.23	42.33	42.29	42.30	42.26	42.35	42.31	42.31	42.46	42.37	42.35	42.33	42.30	42.33	42.31	42.30
12	42.27	42.27	42.20	42.34	42.31	42.22	42.36	42.30	42.26	42.00	42.18	42.22	42.25	42.16	42.21	42.31	42.25	42.28	42.39	42.41	42.42	42.41	42.42	42.37
13	42.37	42.39	42.35	42.37	42.36	42.36	42.34	42.34	42.35	42.23	42.35	42.29	42.34	42.31	42.30	42.32	42.33	42.25	42.46	42.46	42.37	42.37	42.37	42.40
14	42.33	42.40	42.39	42.34	42.34	42.34	42.42	42.36	42.35	42.35	42.29	42.32	42.37	42.36	42.36	42.39	42.42	42.43	42.42	42.39	42.29	42.34	42.30	42.23
15	42.26	42.23	42.30	42.24	42.23	42.32	42.30	42.25	42.22	42.24	42.27	42.27	42.31	42.31	42.31	42.29	42.36	42.34	42.17	42.41	42.33	42.25	42.31	42.35
16	42.28	42.25	42.24	42.29	42.30	42.26	42.22	42.21	42.07	42.10	42.00	42.16	42.08	42.18	42.11	42.18	42.14	42.18	42.21	42.19	42.27	42.34	42.33	42.24
17	42.09	42.06	42.09	42.05	42.05	42.05	42.11	42.01	42.21	42.35	42.35	42.30	42.33	42.33	42.32	42.35	42.29	42.29	42.33	42.29	42.37	42.41	42.39	42.38
18	42.38	42.36	42.49	42.35	42.43	42.39	42.32	42.27	42.25	42.02	42.09	42.11	42.10	42.04	42.08	42.04	42.31	42.43	42.37	42.37	42.32	42.38	42.32	42.41
19	42.44	42.45	42.41	42.36	42.39	42.23	42.34	42.37	42.33	42.16	42.19	42.21	42.21	42.18	42.18	42.29	42.31	42.34	42.36	42.32	42.33	42.33	42.32	42.31
20	42.30	42.31	42.33	42.28	42.29	42.30	42.33	42.31	42.37	42.15	42.04	42.06	42.16	42.13	42.26	42.25	42.21	42.13	42.35	42.37	42.23	42.19	42.12	42.14
21	42.19	42.19	42.22	42.35	42.28	42.28	42.31	42.33	42.30	42.29	42.34	42.33	42.25	42.07	42.09	42.28	42.42	42.37	42.29	42.37	42.34	42.37	42.29	42.32
22	42.30	42.35	42.21	42.35	42.36	42.36	42.35	42.34	42.36	42.15	42.29	42.29	42.16	42.27	42.30	42.36	42.47	42.43	42.43	42.36	42.38	42.39	42.41	42.40
23	42.33	42.36	42.33	42.37	42.34	42.36	42.38	42.35	42.33	42.23	42.34	42.28	42.29	42.32	42.31	42.31	42.23	42.33	42.26	42.23	42.36	42.32	42.34	42.32
24	42.41	42.37	42.36	42.33	42.34	42.35	42.36	42.34	42.32	42.29	42.34	42.19	42.12	42.13	42.29	42.34	42.33	42.37	42.23	42.48	42.36	42.38	42.37	42.31
25	42.37	42.35	42.33	42.31	42.35	42.31	42.23	42.25	42.38	42.29	42.32	42.31	42.30	42.32	42.30	42.35	42.33	42.38	42.37	42.37	42.32	42.13	42.17	42.19
26	42.13	42.39	42.30	42.35	42.32	42.40	42.39	42.23	42.32	42.26	42.21	42.37	42.23	42.26	42.27	42.20	42.20	42.30	42.35	42.32	42.36	42.36	42.26	42.35
27	42.27	42.24	42.13	42.32	42.38	42.39	42.35	42.38	42.30	42.33	42.18	42.31	42.18	42.19	42.06	42.23	42.24	42.31	42.13	42.39	42.23	42.27	42.36	42.36
28	42.40	42.40	42.37	42.41	42.41	42.32	42.37	42.37	42.33	42.10	42.24	42.21	42.22	42.28	42.16	42.30	42.23	42.50	42.42	42.43	42.36	42.31	42.35	42.42

Data Process TT-1020

Day	Hours																							
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23
1	353.70	361.76	353.70	362.96	363.42	362.41	363.33	367.39	366.25	371.53	375.40	376.30	375.91	375.04	375.31	379.39	380.87	380.67	379.84	379.64	379.69	379.46	379.25	380.18
2	381.37	381.91	381.64	381.19	381.76	380.84	380.84	380.71	381.37	382.26	382.60	381.46	380.29	380.88	381.52	380.80	381.86	382.52	382.05	381.87	381.97	381.43	380.79	379.76
3	376.88	375.31	375.05	374.54	374.87	375.19	374.75	375.01	374.04	373.84	369.53	368.07	369.01	369.51	369.70	369.84	368.83	367.21	366.71	365.97	365.96	366.02	365.81	365.99
4	366.83	366.78	366.67	366.76	367.29	366.72	366.97	366.95	367.16	367.34	368.00	368.07	367.79	367.23	367.15	367.01	366.35	366.04	366.31	366.09	365.46	365.07	364.89	364.79
5	365.45	365.18	365.29	365.05	364.97	365.41	365.73	365.80	365.71	366.06	366.15	365.92	365.97	368.96	369.25	369.67	369.22	369.19	370.31	370.68	369.96	370.04	369.64	369.71
6	368.57	368.49	368.31	369.10	369.46	369.27	369.25	369.10	369.01	368.82	369.29	368.98	369.47	369.64	370.58	370.11	370.36	370.27	370.23	370.57	370.31	370.00	370.05	369.69
7	368.59	368.24	368.15	367.71	367.40	367.49	367.46	367.50	367.46	367.27	367.28	367.58	367.63	367.67	368.11	368.11	367.84	368.12	368.35	368.39	368.21	367.91	367.33	367.16
8	367.06	367.00	367.09	367.02	367.09	367.19	367.23	366.78	366.87	367.38	368.08	368.19	368.48	368.22	368.54	373.62	374.11	374.16	373.85	373.91	374.02	373.79	373.80	373.88
9	372.88	372.61	372.72	372.47	373.25	373.52	372.98	371.55	371.67	372.99	373.79	374.60	374.58	374.89	374.89	374.78	374.14	371.48	371.40	370.72	370.18	370.04	369.75	369.50
10	369.37	369.36	369.25	369.06	368.49	368.36	368.56	368.58	368.67	368.84	369.23	369.37	369.67	370.04	370.11	370.34	370.11	369.01	368.88	368.99	369.36	369.31	369.73	369.60
11	368.92	368.27	366.88	366.58	366.52	366.81	366.64	366.34	366.01	366.15	367.03	365.22	364.81	364.60	364.44	364.05	363.08	364.53	365.59	365.96	366.16	365.62	365.42	365.38
12	365.44	364.85	364.44	364.30	364.42	364.84	364.77	365.03	364.46	364.26	364.72	364.84	365.10	364.76	364.79	364.88	364.69	365.19	365.27	365.38	365.67	365.62	365.73	365.49
13	365.57	366.05	366.86	366.98	367.10	367.20	367.16	367.17	367.25	367.29	367.52	367.47	367.39	367.07	366.92	366.96	367.02	366.04	366.25	366.62	366.80	366.59	366.95	367.53
14	367.14	367.41	367.15	367.03	366.96	366.88	367.07	366.88	366.81	366.61	366.39	366.67	367.15	367.32	367.35	367.33	363.50	364.54	365.75	365.41	365.28	365.73	366.07	365.25
15	364.87	364.86	365.10	364.85	364.51	364.56	364.64	365.19	365.70	365.61	365.54	365.65	366.20	366.43	366.60	366.44	365.03	364.89	365.76	366.26	366.45	365.96	365.58	365.83
16	366.12	367.22	367.82	367.85	367.78	367.93	367.93	368.48	368.82	368.44	368.34	368.68	368.80	368.87	368.28	368.66	368.79	368.12	365.88	366.20	366.63	367.61	367.90	367.42
17	366.25	366.02	366.14	366.86	367.22	367.19	367.60	367.87	368.16	368.02	368.06	368.16	367.98	367.84	368.03	368.10	367.78	367.76	367.67	367.18	367.12	367.03	366.96	367.76
18	367.63	365.88	366.98	368.41	368.42	368.49	368.15	371.35	373.66	373.13	373.31	373.49	372.95	373.42	374.20	374.15	374.59	375.31	374.46	373.62	374.03	374.29	373.97	373.06
19	373.27	373.44	372.59	372.21	372.00	371.44	371.66	371.88	371.84	372.84	372.44	372.77	373.34	375.55	373.94	374.19	374.81	375.92	376.25	379.14	379.20	378.97	379.38	379.53
20	377.80	377.77	377.39	377.30	377.13	377.43	377.31	376.94	376.88	377.20	377.37	377.26	377.54	377.34	377.71	377.91	377.84	376.70	376.50	376.22	377.83	378.09	378.23	377.51
21	377.01	376.64	377.62	379.53	379.81	379.41	379.09	378.91	378.95	379.24	381.45	382.23	381.77	381.44	381.43	383.46	383.64	383.48	383.18	382.74	382.51	382.70	382.62	382.60
22	382.76	383.22	383.42	383.45	383.30	383.27	383.19	383.40	382.84	382.50	382.95	382.63	382.71	383.00	384.13	381.88	380.73	380.50	380.84	380.64	380.75	380.40	380.76	381.19
23	381.35	381.60	381.60	381.65	381.98	382.31	382.05	381.87	381.79	381.46	381.43	378.95	378.60	378.35	379.12	379.57	379.13	379.66	379.72	379.56	379.32	380.89	380.86	380.84
24	380.33	380.50	380.71	381.01	381.16	381.26	381.22	380.97	380.26	379.94	379.94	379.12	379.05	379.55	379.90	379.68	376.26	376.17	378.60	379.41	379.25	379.10	378.60	378.29
25	378.21	378.03	378.60	378.68	378.73	378.68	378.39	378.04	378.21	377.83	377.92	377.97	377.98	378.41	379.26	379.32	378.95	379.00	379.19	379.66	379.99	381.23	380.12	378.57
26	377.56	377.35	377.23	377.31	377.21	377.38	377.03	376.79	376.70	377.40	377.06	377.70	377.87	378.45	378.68	378.27	378.58	378.74	378.67	378.72	378.60	378.76	378.39	378.30
27	378.39	378.14	377.90	377.61	377.72	377.74	377.60	378.04	378.38	378.61	378.68	378.79	378.97	379.73	379.76	379.48	381.23	382.67	382.94	383.50	383.56	383.04	383.25	383.13
28	382.92	382.25	381.60	382.10	382.71	383.28	383.46	383.67	384.77	382.28	379.72	379.99	380.23	380.55	379.80	379.05	379.50	374.95	377.69	378.47	378.23	378.60	378.24	378.28



## Lampiran C

### ***Kombinasi 1***

Swicth 1001 – ESDV 1003 (XV1241-1246), 1001(XY1240/1245)

$$\begin{aligned} PFDsb = & ((8.760 \times 10^{-3} \times 3) + 1.43 \times 10^{-4} \\ & + (1.816 \times 10^{-3} + 1.698 \times 10^{-3} + 2.102 \times 10^{-3} \\ & + 2.102 \times 10^{-3})) \\ & + ((8.760 \times 10^{-3} \times 3) + 1.43 \times 10^{-4} + (1.701 \times 10^{-3} \\ & + 1.701 \times 10^{-3})) \end{aligned}$$

$$PFDsb = 0.066 \text{ (SIL 1)}$$

### ***Kombinasi 4***

Swicth 1001 – ESDV 2004 (XV1241-1246), 2002(XY1240/1245)

$$\begin{aligned} PFDsb = & ((8.760 \times 10^{-3} \times 3) + 1.43 \times 10^{-4} \\ & + (7.266 \times 10^{-3} + 6.790 \times 10^{-3} + 4.205 \times 10^{-3} \\ & + 4.205 \times 10^{-3})) \\ & + ((8.760 \times 10^{-3} \times 3) + 1.43 \times 10^{-4} + (6.803 \times 10^{-3} \\ & + 6.803 \times 10^{-3})) \end{aligned}$$

$$PFDsb = 0.087 \text{ (SIL 1)}$$

### ***Kombinasi 5***

Swicth 1002 – ESDV 1003 (XV1241-1246), 1001(XY1240/1245)

$$\begin{aligned} PFDsb = & ((7.674 \times 10^{-5} \times 3) + 1.43 \times 10^{-4} \\ & + (1.816 \times 10^{-3} + 1.698 \times 10^{-3} + 2.102 \times 10^{-3} \\ & + 2.102 \times 10^{-3})) \\ & + ((7.674 \times 10^{-5} \times 3) + 1.43 \times 10^{-4} + (1.701 \times 10^{-3} \\ & + 1.701 \times 10^{-3})) \end{aligned}$$

$$PFDsb = 0.0099 \text{ (SIL 2)}$$

**Kombinasi 8**

Swicth 1oo2 – ESDV 2oo4 (XV1241-1246), 2oo2(XY1240/1245)

$$\begin{aligned}
 PFDsb = & ((7.674 \times 10^{-5} \times 3) + 1.43 \times 10^{-4} \\
 & + (7.266 \times 10^{-3} + 6.790 \times 10^{-3} + 4.205 \times 10^{-3} \\
 & + 4.205 \times 10^{-3})) \\
 & + ((7.674 \times 10^{-5} \times 3) + 1.43 \times 10^{-4} + (6.803 \times 10^{-3} \\
 & + 6.803 \times 10^{-3}))
 \end{aligned}$$

$$PFDsb = 0.035 \text{ (SIL 1)}$$

**Kombinasi 9**

Swicth 1oo3 – ESDV 1oo3 (XV1241-1246), 1oo1(XY1240/1245)

$$\begin{aligned}
 PFDsb = & ((6.722 \times 10^{-7} \times 3) + 1.43 \times 10^{-4} \\
 & + (1.816 \times 10^{-3} + 1.698 \times 10^{-3} + 2.102 \times 10^{-3} \\
 & + 2.102 \times 10^{-3})) \\
 & + ((6.722 \times 10^{-7} \times 3) + 1.43 \times 10^{-4} + (1.701 \times 10^{-3} \\
 & + 1.701 \times 10^{-3}))
 \end{aligned}$$

$$PFDsb = 0.014 \text{ (SIL 1)}$$

**Kombinasi 12**

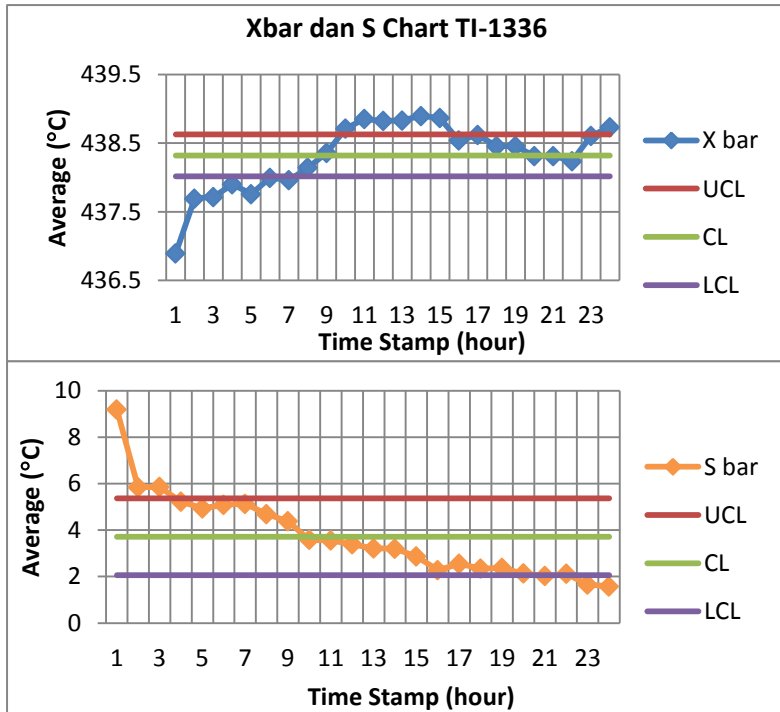
Swicth 1oo3 – ESDV 2oo4 (XV1241-1246), 2oo2(XY1240/1245)

$$\begin{aligned}
 PFDsb = & ((6.722 \times 10^{-7} \times 3) + 1.43 \times 10^{-4} \\
 & + (1.816 \times 10^{-3} + 1.698 \times 10^{-3} + 4.205 \times 10^{-3} \\
 & + 4.205 \times 10^{-3})) \\
 & + ((6.722 \times 10^{-7} \times 3) + 1.43 \times 10^{-4} + (1.701 \times 10^{-3} \\
 & + 1.701 \times 10^{-3}))
 \end{aligned}$$

$$PFDsb = 0.035 \text{ (SIL 1)}$$

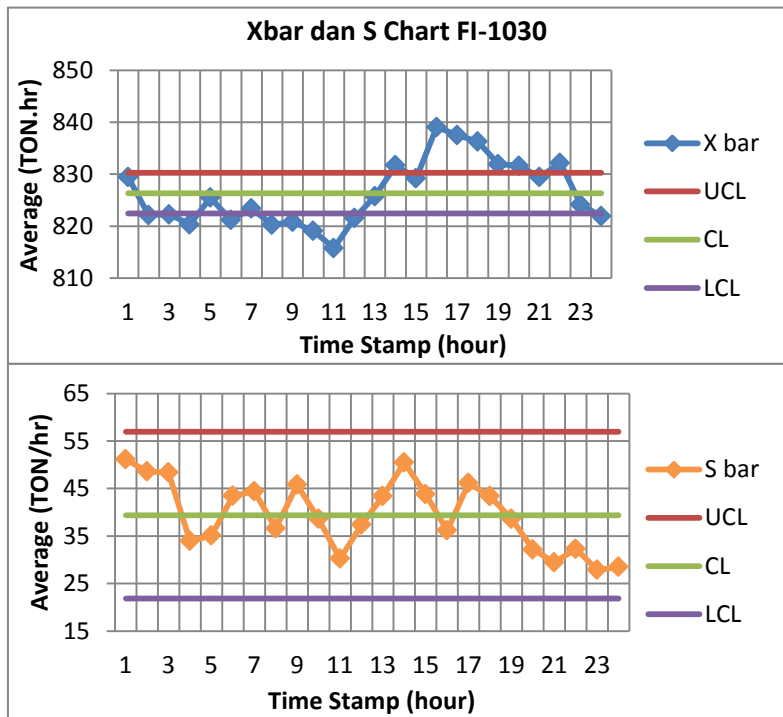
## Lampiran D

### Xbar dan S Chart TI-1336



TI-1336 adalah komponen instrument indicator yang mengukur tempepratur uap keluaran *heat exchanger* yang akan dipanaskan pada primary reformer. Kecenderungan proses sangat dipengaruhi oleh lingkungan. Deviasi mencapai 1-2°C untuk jam operasi antara dini hari dan siang hari. Bahkan kecenderungan proses masih di luar rata-rata. Maka guideword dapat ditentukan untuk *High* dan *Low*.

## Xbar dan S Chart FI-1030



Melalui plot grafik Xbar dan S untuk FI-1030 dapat diketahui kecenderungan *flow* dari *fuel gas* yang digunakan pada *burner* untuk melakukan pembakaran. Simpangan rata-rata sangat signifikan pada jam 12.00-19.00. konsumsi *fuel gas* oleh *burner* meningkat hingga  $\pm 20$  TON/HR. Namun untuk proses tersebut penyimpangan yang terjadi masih di ambang batas deviasi rata-rata tidak sampai melewati batas atas dan batas bawah proses. Sehingga *guideword* pada FI-1030 adalah *high* dan *low*.

## Lampiran E

### Data Maintenance XV1245

<b>Object ID</b>	<b>Planned Start</b>	<b>Planned Completion</b>	<b>Work Done</b>	<b>TTF (day)</b>	<b>TTF (hours)</b>
01XV124 5 ABC	4/5/20 05	11/5/2005	Service ganti membran		0
01XV124 5ABC	8/4/20 12	10/4/2012	REPAIR ACTUATOR	2522	60528
01XV124 5 ABC	4/12/2 015	11/12/2015	Overhaull	1333	31992

$$MTTF = \frac{60528 + 31992}{2}$$

$$MTTF = 46125$$

$$\lambda = \frac{1}{46125}$$

$$\lambda = 2.216 \times 10^{-5}$$

$$PFD_{1002} = \frac{(2.216 \times 10^{-5})^2 \times (8760)^2}{3}$$

$$PFD_{1002} = 1.195 \times 10^{-2} \text{ (SIL 1)}$$

### Data Maintenance XV1241

<b>Object ID</b>	<b>Planned Start</b>	<b>Planned Completion</b>	<b>Work Done</b>	<b>TTF (day)</b>	<b>TTF (hours)</b>
01XV12 41 ABC	4/5/200 5	11/5/2005	Check fisik dan Service		0
01XV12 41ABC	5/3/201 2	10/3/2012	GANTI PURGING SYSTEM XV- 1241 A/B/C	2488	59712
01XV12 41ABC	4/12/20 15	11/12/2015	Overhaul dan service sesuai IK-43-3008	1364	32736

$$MTTF = \frac{59712 + 32736}{2}$$

$$MTTF = 46224$$

$$\lambda = \frac{1}{46224}$$

$$\lambda = 2.216 \times 10^{-5}$$

$$PFD_{1002} = \frac{(2.216 \times 10^{-5})^2 \times (8760)^2}{3}$$

$$PFD_{1002} = 1.196 \times 10^{-2} \text{ (SIL 1)}$$

*Data Maintenance XV1246*

<b>Object ID</b>	<b>Planned Start</b>	<b>Planned Completion</b>	<b>Work Done</b>	<b>TTF (day)</b>	<b>TTF (hours)</b>
01XV12 46 ABC	4/5/200 5	11/5/2005	check dan service		0
01XV12 46 ABC	5/3/201 2	10/3/2012	GANTI PURGING SYSTEM XV- 1246A/B/C	2488	59712
01XV12 46C ABC	4/12/20 15	11/12/2015	Overhaul dan service sesuai IK-43-3008	1364	32736

$$MTTF = \frac{59712 + 32736}{2}$$

$$MTTF = 46224$$

$$\lambda = \frac{1}{46224}$$


$$\lambda = 2.216 \times 10^{-5}$$

$$PFD_{1002} = \frac{(2.216 \times 10^{-5})^2 \times (8760)^2}{3}$$

$$PFD_{1002} = 1.196 \times 10^{-2} \text{ (SIL 1)}$$

## Lampiran F

Tabel konstanta *control chart*



Tables of Constants for Control charts								
Table 8A - Variable Data						ref : AIAG manual for SPC		
X bar and R Charts					X bar and s charts			
Chart for Averages	Chart for Ranges (R)				Chart for Averages	Chart for Standard Deviation (s)		
Control Limits Factor	Divisors to Estimate $\sigma_x$	Factors for Control Limits		Control Limits Factor	Divisors to estimate $\sigma_x$	Factors for Control Limits		
Subgroup size (n)	$A_2$	$d_2$	$D_3$	$D_4$	$A_3$	$c_4$	$B_3$	$B_4$
2	1.880	1.128	-	3.267	2.659	0.7979	-	3.267
3	1.023	1.693	-	2.574	1.954	0.8862	-	2.568
4	0.729	2.059	-	2.282	1.628	0.9213	-	2.266
5	0.577	2.326	-	2.114	1.427	0.9400	-	2.089
6	0.483	2.534	-	2.004	1.287	0.9515	0.030	1.970
7	0.419	2.704	0.076	1.924	1.182	0.9594	0.118	1.882
8	0.373	2.847	0.136	1.864	1.099	0.9650	0.185	1.815
9	0.337	2.970	0.184	1.816	1.032	0.9693	0.239	1.761
10	0.308	3.078	0.223	1.777	0.975	0.9727	0.284	1.716
15	0.223	3.472	0.347	1.653	0.789	0.9823	0.428	1.572
25	0.153	3.931	0.459	1.541	0.606	0.9896	0.565	1.435

## Lampiran G

### a. *Line fuel gas*

SIL SIS nomer 1

$$PFDsb = PFD_{fuel\ gas}$$

$$PFDsb = (PFD_s \cup PFD_l \cup PFD_{fe})$$

$$PFDsb = ((8.760 \times 10^{-3} \times 3) + 1.43 \times 10^{-4} \\ + (1.816 \times 10^{-3} + 1.698 \times 10^{-3} + 2.102 \times 10^{-3} \\ + 2.102 \times 10^{-3}))$$

$$PFDsb = 0.034$$

SIL SIS nomer 4

$$PFDsb = PFD_{fuel\ gas}$$

$$PFDsb = (PFD_s \cup PFD_l \cup PFD_{fe})$$

$$PFDsb = ((8.760 \times 10^{-3} \times 3) + 1.43 \times 10^{-4} \\ + (7.266 \times 10^{-3} + 6.790 \times 10^{-3} + 4.205 \times 10^{-3} \\ + 4.205 \times 10^{-3}))$$

$$PFDsb = 0.049$$

SIL SIS nomer 8

$$PFDsb = PFD_{fuel\ gas}$$

$$PFDsb = (PFD_s \cup PFD_l \cup PFD_{fe})$$

$$PFDsb = ((7.674 \times 10^{-5} \times 3) + 1.43 \times 10^{-4} \\ + (7.266 \times 10^{-3} + 6.790 \times 10^{-3} + 4.205 \times 10^{-3} \\ + 4.205 \times 10^{-3}))$$

$$PFDsb = 0.023$$

SIL SIS nomer 9

$$PFDsb = PFD_{fuel\ gas}$$

$$PFDsb = (PFD_s \cup PFD_l \cup PFD_{fe})$$

$$PFDsb = ((7.674 \times 10^{-5} \times 3) + 1.43 \times 10^{-4} \\ + (1.816 \times 10^{-3} + 1.698 \times 10^{-3} + 2.102 \times 10^{-3} \\ + 2.102 \times 10^{-3}))$$

$$PFDsb = 0.00809$$



SIL SIS nomer 12

$PFDsb = PFD_{fuel\ gas}$

$PFDsb = (PFD_s \cup PFD_l \cup PFD_{fe})$

$PFDsb = ((7.674 \times 10^{-5} \times 3) + 1.43 \times 10^{-4}$   
 $+ (7.266 \times 10^{-3} + 6.790 \times 10^{-3} + 4.205 \times 10^{-3}$   
 $+ 4.205 \times 10^{-3}))$

$PFDsb = 0.022$

**b. Line check purge gas**

SIL SIS nomer 1

$PFDsb = PFD_{fuel\ gas}$

$PFDsb = (PFD_s \cup PFD_l \cup PFD_{fe})$

$PFDsb = ((8.760 \times 10^{-3} \times 3) + 1.43 \times 10^{-4}$   
 $+ (1.701 \times 10^{-3} + 1.701 \times 10^{-3}))$

$PFDsb = 0.0298$

SIL SIS nomer 4

$PFDsb = PFD_{fuel\ gas}$

$PFDsb = (PFD_s \cup PFD_l \cup PFD_{fe})$

$PFDsb = ((8.760 \times 10^{-3} \times 3) + 1.43 \times 10^{-4}$   
 $+ (6.803 \times 10^{-3} + 6.803 \times 10^{-3}))$

$PFDsb = 0.040$

SIL SIS nomer 5

$PFDsb = PFD_{fuel\ gas}$

$PFDsb = (PFD_s \cup PFD_l \cup PFD_{fe})$

$PFDsb = ((7.674 \times 10^{-5} \times 3) + 1.43 \times 10^{-4}$   
 $+ (1.701 \times 10^{-3} + 1.701 \times 10^{-3}))$

$PFDsb = 0.00378$

SIL SIS nomer 8

$PFDsb = PFD_{fuel\ gas}$

$PFDsb = (PFD_s \cup PFD_l \cup PFD_{fe})$

$PFDsb = ((7.674 \times 10^{-5} \times 3) + 1.43 \times 10^{-4}$   
 $+ (6.803 \times 10^{-3} + 6.803 \times 10^{-3}))$

$PFDsb = 0.014$

SIL SIS nomer 9

$$PFDsb = PFDfuel\ gas$$

$$PFDsb = (PFDs \cup PFDl \cup PFDfe)$$

$$PFDsb = ((6.722 \times 10^{-7} \times 3) + 1.43 \times 10^{-4} \\ + (1.701 \times 10^{-3} + 1.701 \times 10^{-3}))$$

$$PFDsb = 0.00355$$

SIL SIS nomer 12

$$PFDsb = PFDfuel\ gas$$

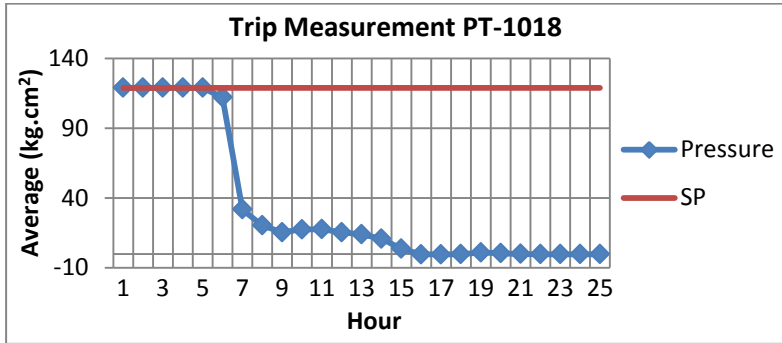
$$PFDsb = (PFDs \cup PFDl \cup PFDfe)$$

$$PFDsb = ((6.722 \times 10^{-7} \times 3) + 1.43 \times 10^{-4} \\ + (6.803 \times 10^{-3} + 6.803 \times 10^{-3}))$$

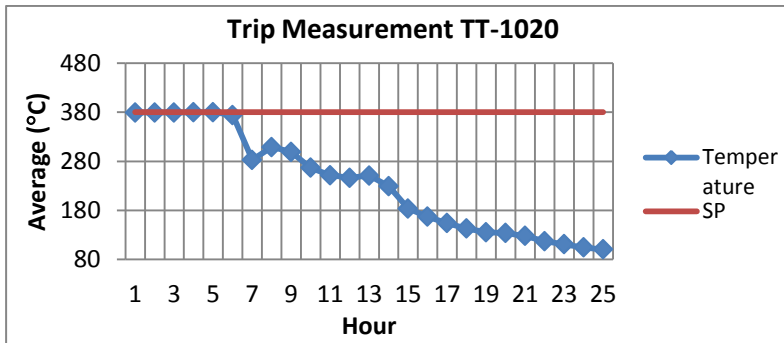
$$PFDsb = 0.013$$

## Lampiran H

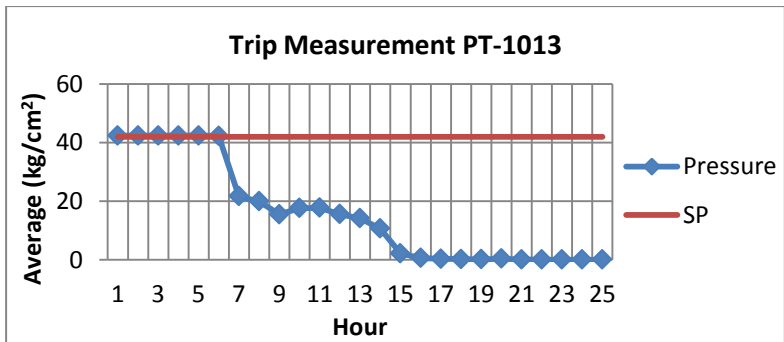
Transmitter PT-1018



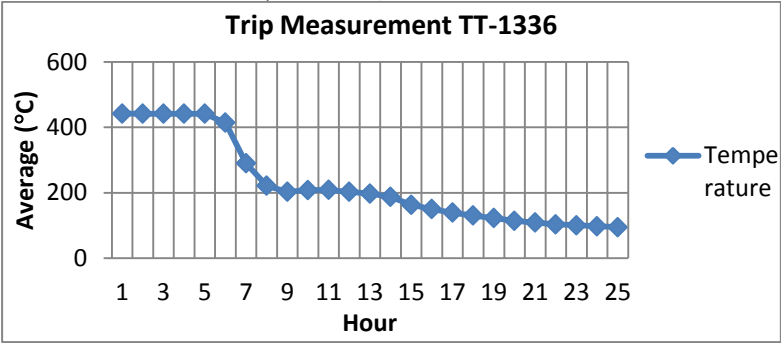
Transmitter TT-1020



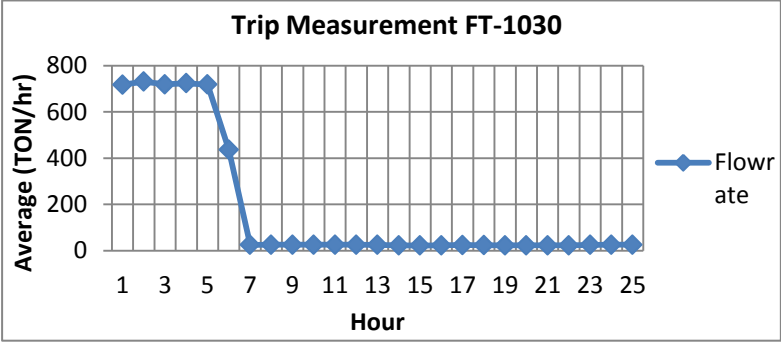
Transmitter PT-1013

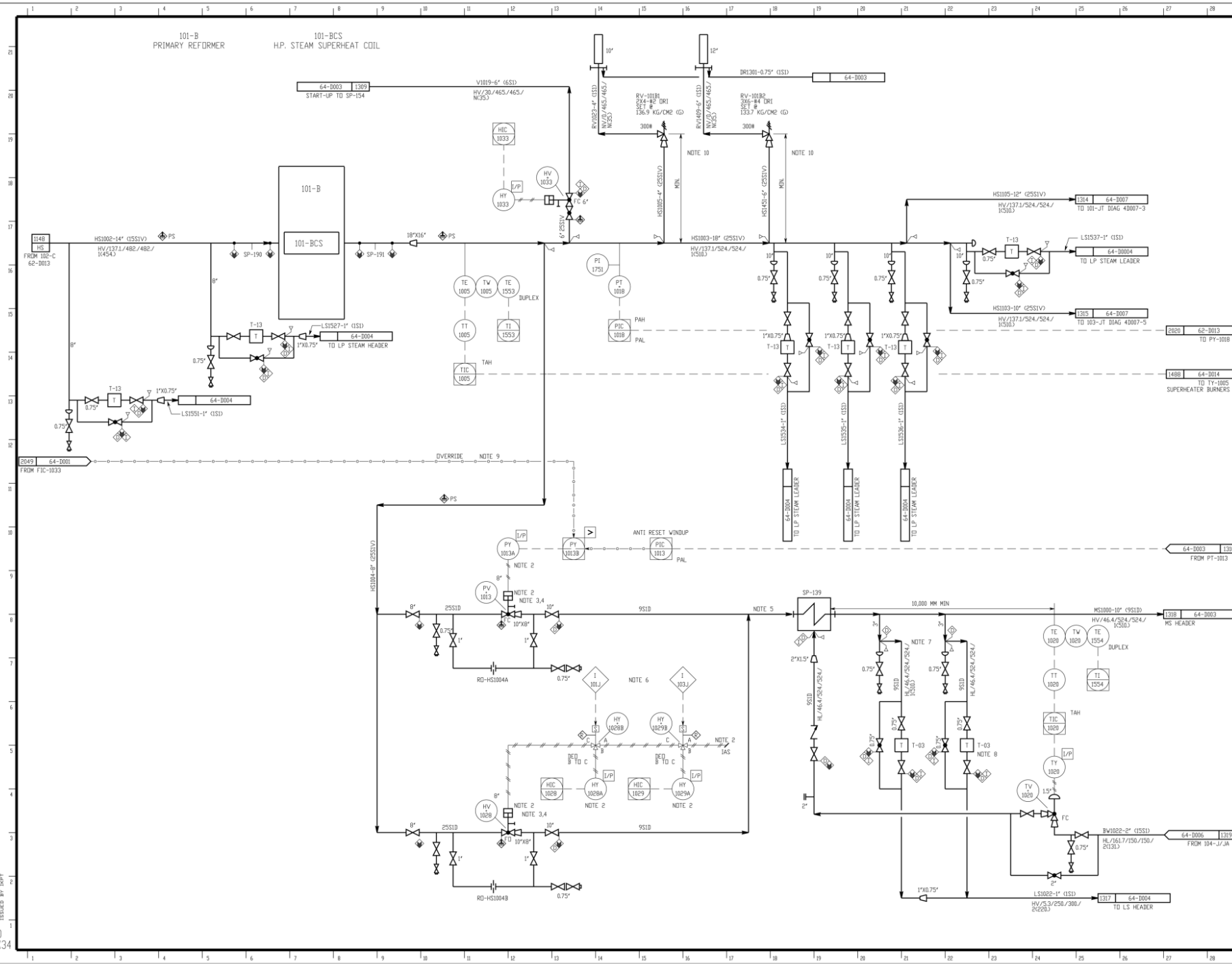


Transmitter TT-1336 (Indicator)



Transmitter FT-1030 (Indicator)





- NOTES:
1. FOR GENERAL NOTES AND SYMBOLS SEE DRAWING 62-0001 & 002.
  2. BACKUP WITH NO CYLINDER OR COMPRESSED AIR.
  3. PIPE DOWNSTREAM OF CONTROL VALVE TO BE SCH100 MIN. IF REQUIRED.
  4. PROVIDE SPACE FOR FUTURE RESTRICTION ORIFICE.
  5. MINIMUM STRAIGHT PIPE RUN TO BE 3000MM UPSTREAM AND 5000MM DOWNSTREAM OF DESUPERHEATER.
  6. REFER TO CONTROL SYSTEMS ENGINEERING DATA SHEETS FOR INTERLOCK LOGIC DETAILS (I-103) AND 105-JA.
  7. PROVIDE 3" TRIP LEGS, 300MM LONG, A MINIMUM OF 5000MM (4572mm) AND 8000MM DOWNSTREAM OF DESUPERHEATER SEE DIAGRAM 30007-4 FOR DETAILS.
  8. EXACT NUMBER OF TRAPS BY DETAILED ENGINEERING.
  9. LOW FLOW OVERRIDE TO PROTECT 102-C.
  10. THE REDUCERS SMALL ENDS TO BE MATING WITH THE ID OF THE TRAP'S RVS.

Reviewed by: Date: 11-OCT-91

NO.	DESCRIPTION	DATE	BY	CHKD	APP'D	OWNER
1	AS BUILT	10-SEP-90	10-SEP-90	10-SEP-90	10-SEP-90	10-SEP-90
2	ISSUED FOR CONSTRUCTION	10-SEP-90	10-SEP-90	10-SEP-90	10-SEP-90	10-SEP-90
3	ISSUED FOR CONSTRUCTION	10-SEP-90	10-SEP-90	10-SEP-90	10-SEP-90	10-SEP-90
4	ISSUED FOR PRODUCTION CHECKING	10-SEP-90	10-SEP-90	10-SEP-90	10-SEP-90	10-SEP-90
5	ISSUED FOR PIPING PRODUCTION	10-SEP-90	10-SEP-90	10-SEP-90	10-SEP-90	10-SEP-90

P.T. PETROKIMA GRESIK (PERSERO)  
EAST JAVA, INDONESIA

PT. INTI KARYA PERSADA TEHNIK  
The M.W.Kellogg Company

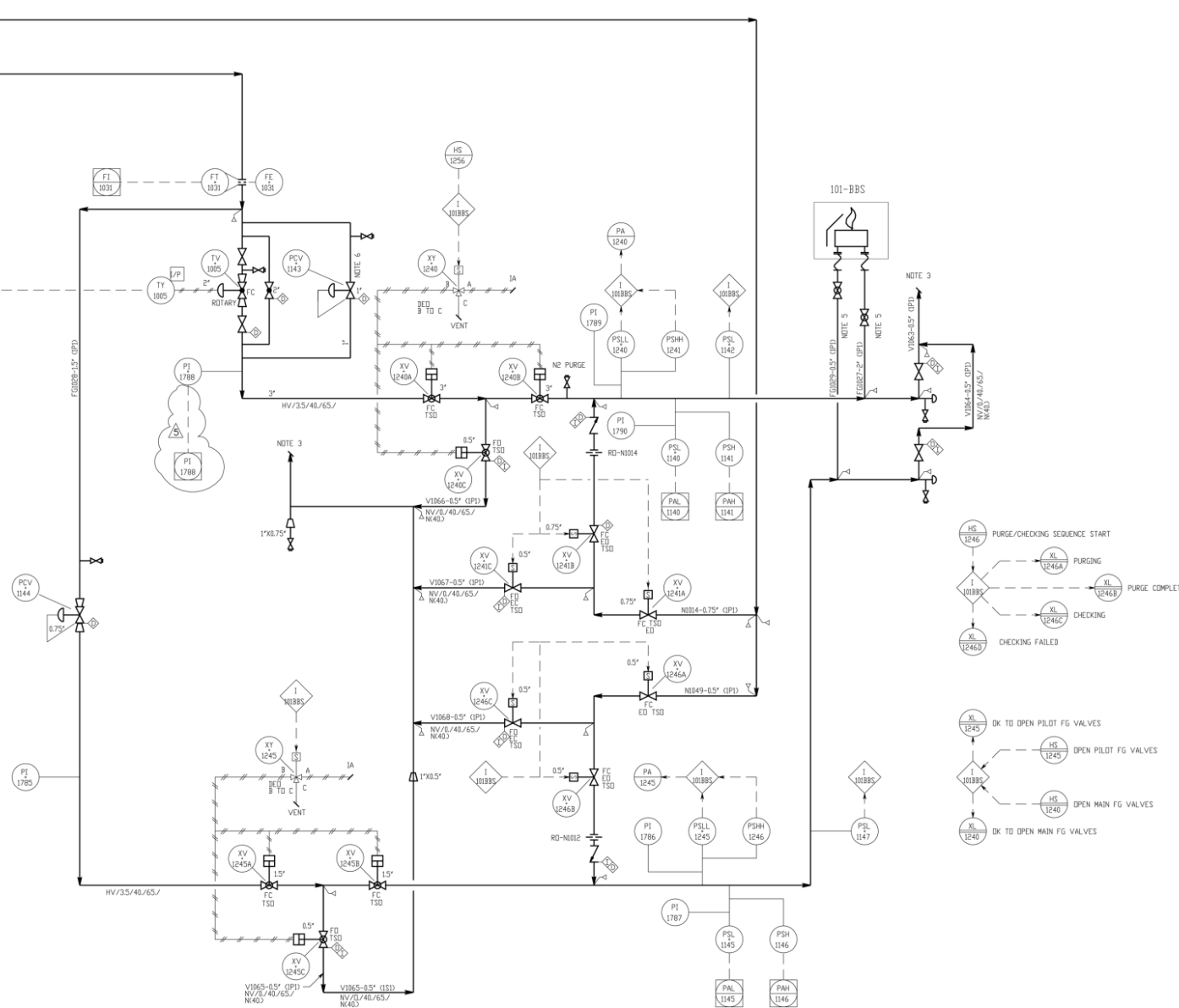
PT. PETROKIMA GRESIK (PERSERO)  
1350 MTPD AMMONIA UNIT  
GRESIK, EAST JAVA, INDONESIA  
H.P. STEAM DISTRIBUTION SYSTEM  
PIPING & INSTRUMENTATION FLOW DIAGRAM

CLASS	AREA	JOB NUMBER	DRAWING NUMBER	REV
M	8733	6695-01	64-0002	4

FILE PAID 10-SEP-90  
ISSUED BY: PPT

NO.	DESCRIPTION	DATE	BY	CHKD	APP'D	OWNER
1	AS BUILT	10-SEP-90	10-SEP-90	10-SEP-90	10-SEP-90	10-SEP-90
2	ISSUED FOR CONSTRUCTION	10-SEP-90	10-SEP-90	10-SEP-90	10-SEP-90	10-SEP-90
3	ISSUED FOR CONSTRUCTION	10-SEP-90	10-SEP-90	10-SEP-90	10-SEP-90	10-SEP-90
4	ISSUED FOR PRODUCTION CHECKING	10-SEP-90	10-SEP-90	10-SEP-90	10-SEP-90	10-SEP-90
5	ISSUED FOR PIPING PRODUCTION	10-SEP-90	10-SEP-90	10-SEP-90	10-SEP-90	10-SEP-90

# 101-BBS SUPERHEAT BURNERS



- NOTES:
1. FOR GENERAL NOTES AND SYMBOLS SEE DRAWING 62-0001 & 002.
  2. DELETED.
  3. VENT TO ATMOSPHERE AT SAFE LOCATION.
  4. REFER TO CONTROL SYSTEMS ENGINEERING DATA SHEETS FOR I-100B INTERLOCK DETAILS (C-100B).
  5. EACH LINE AND BURNER IS MULTIPLIED 9 TIMES FOR A TOTAL OF 9 LINES EACH AND 9 BURNERS.
  6. PCV SET FOR MINIMUM FIRING PRESSURE AFTER INITIAL START-UP.

Reviewed by	Date

NO.	DESCRIPTION	DATE	DATE	DATE	DATE	DATE	DATE	DATE	DATE
1	UP DATED BY PG	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96
2	AS BUILT BY 3KPT	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96
3	ISSUED FOR CONSTRUCTION REVISION	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96
4	ISSUED FOR CONSTRUCTION	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96
5	ISSUED FOR PRODUCTION CHECKING	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96
6	ISSUED FOR PIPING PRODUCTION	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96

NO.	DESCRIPTION	DATE	DATE	DATE	DATE	DATE	DATE	DATE	DATE
1	UP DATED BY PG	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96
2	AS BUILT BY 3KPT	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96
3	ISSUED FOR CONSTRUCTION REVISION	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96
4	ISSUED FOR CONSTRUCTION	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96
5	ISSUED FOR PRODUCTION CHECKING	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96
6	ISSUED FOR PIPING PRODUCTION	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96	20-08-96

**REVISIONS**

THIS DOCUMENT CONTAINS INFORMATION WHICH IS PROPRIETARY TO THE M.W. KELLOGG COMPANY. THIS INFORMATION IS TO BE HELD IN CONFIDENCE. NO DISCLOSURE OR OTHER USE OF THIS DOCUMENT EXCEPT AS NECESSARY FOR OPERATION OF THE PLANT IS TO BE MADE WITHOUT PRIOR WRITTEN CONSENT OF THE M.W. KELLOGG COMPANY.

**P.T. PETROKIMIA GRESIK (PERSERO)**  
EAST JAVA, INDONESIA

**P.T. INTI KARYA PERSADA TEHNIK**  
The M.W. Kellogg Company

P.T. PETROKIMIA GRESIK (PERSERO)  
1350 MTPD AMMONIA UNIT  
GRESIK, EAST JAVA, INDONESIA  
FUEL GAS-SUPERHEAT BURNERS

PIPING & INSTRUMENTATION FLOW DIAGRAM

M	8733	8733	8733	8733	8733	8733	8733	8733	8733
6695-01	64-D014	64-D014	64-D014	64-D014	64-D014	64-D014	64-D014	64-D014	64-D014

DISTRIBUTE	LOCATION	NO.
JAKARTA	1	
PIPING	1	
INSTR.	1	
ELECT.	1	
PROCESS	1	
SITE	1	
CONST.	1	

## DAFTAR PUSTAKA

- [1] PT Petrokimia Gresik. **Bagian Ammonia Pabrik I.**
- [2] Goung Bill, 2000. *Advanced Control Steam Superheat Temperature on a Utility Boiler*. IEEE Research Journal Volume-3 Issue-2.
- [3] Hari Septian, 2014. *Analisis Hazard and Operability (HAZOP) untuk Deteksi Bahaya dan Manajemen Risiko pada Unit Boiler (B-6203) di Pabrik III PT. Petrokimia Gresik*. Laporan Tugas Akhir Teknik Fisika ITS.
- [4] Nugrahani, Ade. 2012. *Perancangan Safety Instrumented System pada Sistem Pengisian Bahan Bakar Pesawat di DPPU Pertamina Juanda*. Laporan Tugas Akhir Teknik Fisika ITS.
- [5] Abouelrish, Ahmed. September 2015. *Design of Boiler Burner Management System*. International Education & Research Journal Volume-1 Issue-2.
- [6] Musyafa Ali, Adiyagsa Hardika. 2012. *Hazard and Operability study in Boiler System of The Steam Power Plant*. IEEESE International Journal of Science and Technology (IJTSE) Vol-1 No-3.
- [7] IEC- 61882. 2001. *Hazard And Operability Studies (Hazop Studies) – Application Guide*. Geneva: International Electrotechnical Commission .
- [8] **Fault Tree Handbook with Aerospace Applications Version 1.1**, NASA Publication, August
- [9] ANSI/ISA-TR84.02. 2002. *Safety Instrumented Functions (SIF) – Safety Integrity Level (SIL) Evaluation Texhniques Part 1: Introduction*. Research Triangle Park, NC: American National Standard Institute.
- [10] ANSI/ISA-TR84.00.02-2002 Part 3. *Safety Instrumented Function (SIF)-Safety Integrity Level (SIL) Ecaluation Techniques Part 3: Determining the SIL of a SIF via Fault Tree Analysis*. American National Standard Institute.
- [11] Oakland, Johs S. 2003. *Statistical Process Control 5<sup>th</sup> edition*. Butterworth Heinemann, Oxford.



Penulis dilahirkan di Gresik pada tanggal 15 Mei 1994, merupakan anak pertama dari 2 bersaudara. Dalam riwayat pendidikannya penulis telah menamatkan pendidikan formal dari SD Muhammadiyah GKB, SMP Negeri 1 Gresik, SMA Negeri 1 Gresik, dan diterima melalui jalur SNMPTN di Jurusan Teknik Fisika ITS Surabaya. Saat masa studi, penulis aktif di Himpunan Mahasiswa Teknik Fisika (HMTF)

sebagai staf Departemen Kesejahteraan Mahasiswa dan di BEM Fakultas Teknologi Industri sebagai Kepala Departemen Pengembangan Sumber Daya Mahasiswa. Selain itu penulis juga aktif sebagai asisten praktikum dan member di Laboratorium rekayasa Instrumentasi dan Kontrol. Dalam tugas akhirnya penulis mengambil bidang minat Rekayasa Instrumentasi dan Kontrol dengan tema study HAZOP pada *superheat burner*.

Penulis memiliki hobi membaca, bermain bulutangkis, menonton film, dan berorganisasi. Penulis dapat dihubungi melalui email **[bpamarendra@gmail.com](mailto:bpamarendra@gmail.com)**.